

КИМ
Валентин Сен-Хакович

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой «Основы конструирования оборудования» Московского государственного университета инженерной экологии.

Окончил Московский авиационный технологический институт им. К. Э. Циолковского по специальности «Технология переработки неметаллических материалов» и аспирантуру кафедры «Полимерное машиностроение» Московского института химического машиностроения. В 1979 году защитил докторскую диссертацию.

Известен в России и за рубежом как крупный специалист по экструзии полимеров. Имеет более 200 научных работ, в том числе 10 монографий. Многие из этих работ опубликованы на немецком и английском языках. Выступал с лекциями по проблемам экструзии полимеров в университетах Софии (Болгария), Хемница (ФРГ), Пекина (КНР), Сеула (Республика Корея), Сантьяго-де-Куба (Куба).

для высшей школы

В. С. Ким

Теория и практика экструзии полимеров

Допущено Министерством образования РФ в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений, обучающихся по специальности «Машины и аппараты химических производств» направления подготовки дипломированных специалистов «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии»

МОСКВА
«Химия» «КолосС»
2005

678.027.3(075.8)

УДК 678.059.7(075.8)
ББК 35.710.я73
К40

Редактор *Л. И. Галицкая*

Рецензенты:

кафедра «Технология переработки пластмасс» РХТУ им. Д. И. Менделеева (зав. кафедрой — докт. техн. наук, проф. *В. С. Осипчик*);
профессор кафедры «Технология переработки неметаллических материалов» РГТУ (МАТИ) им. К. Э. Циолковского, докт. техн. наук *Г. В. Комаров*

Научно-техническая библиотека
Московского государственного
университета технологии
и управления

6119639

Ким В. С.

К40 Теория и практика экструзии полимеров. — М.: Химия, КолосС, 2005. — 568 с.: ил. — (Учебники и учебные пособия для студентов высших учебных заведений)

ISBN 5-98109-019-7 (Издательство «Химия»)
ISBN 5-9532-0231-8 («КолосС»)

В учебном пособии рассмотрены теоретические основы и практические аспекты процесса экструзии полимеров. Описаны конструкции и дан расчет одношнековых, двухшнековых и дискошнековых экструдеров, формующего инструмента и агрегатов для производства пленок, листов, труб и профильных изделий.

Для студентов, аспирантов и преподавателей вузов, занимающихся подготовкой специалистов в области оборудования и технологии переработки полимерных материалов, а также для инженерно-технических работников КБ, НИИ и заводов по переработке пластмасс.

УДК 678.059.7(075.8)
ББК 35.710.я73

ISBN 5-98109-019-7 (Издательство «Химия»)
ISBN 5-9532-0231-8 («КолосС»)

© Издательство «КолосС», 2005

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие 7

Глава 1. Некоторые вопросы реологии в процессах переработки полимеров 12
1.1. Уравнения неразрывности, движения и энергии. 17
1.2. Механика ньютоновских жидкостей. 24
1.3. Неньютоновские жидкости. 29
1.4. Неньютоновские жидкости, реологические характеристики которых зависят от времени 30
1.5. Механика несжимаемых неньютоновских жидкостей 34
1.6. Зависимость вязкости от температуры. 39
1.7. Вязкоупругие жидкости 49
1.8. Течение жидкостей через каналы простой геометрической формы 49
1.8.1. Течение жидкости через плоскую неограниченную щель 53
1.8.2. Течение жидкости через цилиндрические каналы 57

Глава 2. Одношнековые экструдеры 57
2.1. Конструкция и принцип работы одношнековых экструдеров 60
2.1.1. Шнеки 63
2.1.2. Способы соединения шнеков с приводными валами 65
2.1.3. Материальный цилиндр одношнекового экструдера 66
2.2. Специальные типы одношнековых экструдеров 72
2.3. Способы дегазации расплава полимера в одношнековом экструдере 76
2.4. Качественный анализ работы одношнекового экструдера 78
2.5. Анализ работы зоны загрузки одношнекового экструдера 78
2.5.1. Факторы, влияющие на производительность зоны загрузки 88
2.5.2. Расчет производительности зоны загрузки 91
2.6. Расчет зоны плавления (пластикации) одношнекового экструдера 91
2.6.1. Механизм плавления полимера в одношнековом экструдере 94
2.6.2. Кинетика плавления полимера в канале шнека в пленочном режиме 94
2.6.2.1. Решение в ньютоновском приближении 98
2.6.2.2. Решение в неньютоновском приближении 105
2.7. Расчет зоны дозирования одношнекового экструдера 105
2.7.1. Расчет производительности одношнекового экструдера (в ньютоновском приближении) 113
2.7.2. Расчет мощности привода одношнекового экструдера (в ньютоновском приближении) 116
2.7.3. Расчет производительности одношнекового экструдера для псевдопластичной жидкости 120
2.8. Моделирование одношнековых экструдеров 123
2.8.1. Установление определенных рабочих условий для различных функциональных участков (зон) шнека 125
2.8.2. Формулирование и позонное решение проблемы моделирования 133
2.8.3. Полное решение проблемы моделирования 141
2.9. Взаимодействие одношнекового экструдера с формующим инструментом 141

2.10. Диспергирование агломератов частиц наполнителя в одношнековом экструдере ... 145
2.10.1. Модель диспергирования агломератов частиц наполнителя ... 145
2.10.2. Механизм образования и диспергирования агломератов дисперсных наполнителей ... 151
2.10.3. Особенности плавления смеси гранулированных полимеров с дисперсным наполнителем при переработке на одношнековом экструдере ... 168
2.10.4. Диспергирование в одношнековом экструдере ... 172
2.11. Смешение полимеров в одношнековом экструдере ... 174
2.11.1 Теория смешения полимерных материалов ... 174
2.11.2. Смешение полимеров в зоне пластикации (плавления) ... 179
2.11.3. Смешение в зоне дозирования (выдавливания) ... 189
2.11.4. Расчет смесительного воздействия зоны дозирования одношнекового экструдера с учетом функции распределения времен пребывания и направления сдвига в винтовом канале ... 203
2.11.5. Экспериментальный экспресс-метод оценки смесительного воздействия в одношнековом экструдере ... 213
2.12. Ленточные шнековые смесители ... 222
2.12.1. Поле скоростей и напряжений ... 223
2.12.2. Распределение времен пребывания и деформаций элементов жидкости ... 228
2.12.3. Интегральная характеристика эффективности процесса смешения 234

Глава 3. Двухшнековые экструдеры ... 238

3.1. Конструкция и принцип работы двухшнековых экструдеров ... 238
3.2. Экспериментальное исследование скоростей потока и давления вязкой жидкости в двухшнековых экструдерах ... 246
3.2.1. Распределение скоростей потока и давления в винтовых каналах С-образных секций ... 246
3.2.2. Распределение скоростей потока и давления в валковых зазорах зацепления шнеков ... 258
3.3. Теоретическое описание процессов плавления и течения перерабатываемого материала в двухшнековых экструдерах ... 261
3.3.1. Процесс плавления полимеров в двухшнековом экструдере ... 261
3.3.2. Процессы течения расплавов полимеров в переходной зоне двухшнекового экструдера ... 270
3.3.3. Процессы течения расплавов полимеров в винтовых каналах С-образных секций двухшнекового экструдера ... 274
3.3.4. Процессы течения расплавов полимеров через валковые и боковые зазоры зацепления шнеков ... 285
3.4. Производительность двухшнековых экструдеров со встречным и односторонним вращением шнеков ... 288
3.4.1. Анализ производительности двухшнековых экструдеров с односторонним и встречным вращением шнеков и потоков утечек через зазоры зацепления ... 288
3.4.2. Экспериментальное изучение потоков жидкости в С-образных секциях и зазорах зацепления шнеков ... 294
3.4.3. Вывод уравнений для расчета производительности двухшнековых экструдеров ... 302
3.5. Время пребывания частиц расплава полимера в двухшнековом экструдере ... 309
3.6. Количественная оценка смешивающей способности двухшнековых экструдеров с односторонним и встречным вращением шнеков ... 315

3.6.1. Смесительное воздействие переходной зоны ... 316
3.6.2. Смесительное воздействие С-образных секций винтовых каналов в зоне выдавливания (дозирования) ... 323
3.6.3. Смесительное воздействие валковых и боковых зазоров зацепления шнеков ... 325
3.7. Экспериментальные методы исследования процессов смешения в двухшнековых экструдерах с односторонним и встречным вращением шнеков ... 329
3.7.1. Интенсивность процессов смешения в двухшнековых экструдерах 329
3.7.2. Влияние геометрии шнеков и технологических параметров процесса смешения на качество получаемой смеси ... 334
3.7.3. Смесительное воздействие двухшнековых экструдеров при переработке реальных полимеров ... 341

Глава 4. Дисковые и дискошнековые экструдеры ... 351

4.1. Принцип работы и конструкции дисковых и дискошнековых экструдеров ... 351
4.2. Расчет дисковых экструдеров ... 355
4.3. Дискошнековые (комбинированные) экструдеры ... 364
4.3.1. Распределение скоростей потока в междисковых зазорах ... 364
4.3.2. Расчеты основных силовых характеристик дискошнекового экструдера ... 372
4.3.3. Расчет шнековой части дискошнекового экструдера ... 376
4.4. Оптические методы оценки качества смешения и реологических свойств 380
4.4.1. Поляризационные эффекты при прохождении и отражении светового потока через элемент анизотропной среды ... 380
4.4.2. Теоретические основы оценки качества смешения с использованием метода двойного лучепреломления ... 388
4.4.3. Методика определения реологических свойств ... 391
4.5. Экспериментальная проверка расчетных уравнений дискошнековой экструзии ... 400
4.5.1. Описание экспериментальной установки и методики проведения исследований ... 400
4.5.2. Математическая обработка результатов экспериментальных исследований ... 405
4.5.3. Исследуемые материалы и их свойства ... 408
4.5.4. Исследование влияния конструктивных и технологических параметров дискошнекового экструдера на потребляемую мощность и производительность ... 410
4.5.5. Исследование распределения давления в дисковом зазоре ... 413
4.5.6. Исследование вязкоупругих свойств перерабатываемых материалов ... 415
4.5.7. Исследование напряженно-деформированного состояния расплавов полимеров ... 422

Глава 5. Формующие инструменты экструдеров и их расчет ... 426

5.1. Гидравлический расчет формующего инструмента ... 427
5.2. Конструкции экструзионных головок ... 432
5.2.1. Фильтрующие устройства экструзионных головок ... 432
5.2.2. Головки для получения листов из термопластов ... 436
5.2.3. Головки для получения труб, трубчатых заготовок и рукавных пленок 446
5.2.4. Головки для получения профилей ... 458

5.2.5. Головки для нанесения покрытий из полимерных материалов на провода и кабели 460
5.2.6. Головки со смазочным материалом 461

Глава 6. Экструзионные агрегаты для производства изделий из термопластов 468

6.1. Агрегаты для производства объемных изделий методом экструзии с раздувом 468
6.1.1. Описание технологического процесса 468
6.1.2. Свободная экструзия и раздув заготовки 476
6.1.3. Охлаждение заготовки и изделия в форме 482
6.1.4. Влияние технологических параметров экструзионно-раздувного формования на качество изделий 485
6.1.5. Внутреннее охлаждение выдувных изделий 489
6.2. Агрегаты для производства труб из термопластов 495
6.2.1. Описание технологического процесса 495
6.2.2 Теплообмен при орошении горизонтальной трубы 500
6.2.3. Нестационарная теплопроводность стенки трубы из термопласта 505
6.2.4. Расчет калибрующего и охлаждающего оборудования 515
6.3. Агрегаты для производства листов и плоских пленок 524
6.3.1. Описание технологического процесса и оборудования 524
6.3.2. Основы технологии экструзии листов и плоских пленок 531
6.4. Агрегаты для получения рукавных пленок экструзией с раздувом 537
6.4.1. Описание и анализ технологического процесса 538
6.4.2. Расчет процесса охлаждения рукавных пленок 548
6.4.3. Расчет процесса намотки пленки 550
6.4.4. Системы охлаждения рукавных пленок 552

Литература 556

ПРЕДИСЛОВИЕ

Экструзией называется процесс непрерывного выдавливания расплавов полимеров через формующий инструмент для получения изделий определенного профиля. Экструзия как способ получения изделий из вязких материалов применялась еще в древнем Китае для изготовления традиционного пищевого продукта — вермишели из мучного теста. Позднее этот процесс стал использоваться для изготовления изделий из цветных металлов (в основном из свинца), строительных материалов (глина для кирпича), а также для получения мыла. Для этой цели пользовались прессами поршневого типа, приводимыми в движение мускульной силой человека. При этом способе производства некоторое количество материала помещалось в цилиндр машины и с помощью поршня (плунжера) выдавливалось через простой инструмент.

В середине XIX века в Англии и Германии начали использовать вместо ручного привода прессов механические или гидравлические и применять прессы для покрытия гуттаперчей (невулканизованная резиновая смесь) проводов и морских кабелей. Периодичность (прерывность) действия поршневого пресса создавала при этом весьма серьезные затруднения, что способствовало замене поршневого пресса подающим шнековым устройством, которое могло непрерывно опрессовывать кабель гуттаперчевой массой. С тех пор шнековые прессы стали широко применяться для переработки резиновых смесей.

В первое время при переработке полимерных материалов использовались шнековые машины, применявшиеся для переработки резиновых смесей, но со шнеками большей длины.

Однако специфические свойства полимерных материалов (вязкотекучесть, эластичность, вязкоупругость и зависимость вязкости от температуры и скорости сдвига) привели к созданию специальных типов шнековых машин – экструдеров для переработки полимерных материалов. Все возрастающие требования к экструдерам обусловили разработку и создание экструдеров с увеличенными длинами шнеков, со специальными шнеками для дегазации и диспергирования наполнителей, а также к выпуску многошнековых (двухшнековых, трехшнековых, планетарных) и дисковых экструдеров. В настоящее время шнековые машины отличаются большим разнообразием конструкций, типов и могут быть классифицированы по конструктивным и технологическим признакам.

Выделяют следующие виды шнековых машин:

по конструкции корпуса станины:

а) шнековые машины с неподвижным корпусом;

б) с откатным корпусом;

в) с литой станиной;

г) со сварной станиной;

по способу регулирования и поддержания температуры:

а) шнековые машины с электрическим обогревом;

б) с водяным охлаждением;

в) с воздушным охлаждением;

г) с паровым обогревом;

по типу привода:

а) шнековые машины с электродвигателями постоянного тока, регулируемого по схеме «мотор – генератор» или при помощи ртутных, селеновых или кремниевых выпрямителей;

б) с коллекторным электродвигателем переменного тока с бесступенчатой регулировкой числа оборотов;

в) с электродвигателями переменного тока с бесступенчатыми вариаторами;

г) с электродвигателями переменного тока с коробкой скоростей;

по количеству шнеков в корпусе машины:

а) одношнековые;

б) двухшнековые;

в) многошнековые;

по конструкции шнеков:

а) машины с простым профилем шнека (цилиндрическим, с постоянным и переменным объемами витка);

б) со сложным профилем шнека (со шнеками специальной формы для создания перемешивающего и гомогенизирующего эффекта – с эксцентричным шнеком, переменным шагом, со смесительными лопастями, с наборным шнеком из кулачков и т. д.);

в) с дегазацией;

г) с короткими шнеками и отношением длины шнека к его диаметру $L/D = 12$ (для переработки резин);

д) с длинными шнеками и отношением длины шнека к его диаметру $L/D > 12$ (для переработки пластмасс).

Следует отметить, что основными конструктивными показателями машин являются число оборотов, диаметр шнека и отношение L/D.

Рекомендуемый ряд размеров для выбора шнека – следующий:

диаметр шнека D — 20, 25, 32, 45, 63, 90, 125, 160, 200, 250, 320, 400 мм;

L/D — 5, 8, 10, 12 (для резиновых смесей);

L/D — 15, 20, 25, 30, 35 и более (для переработки пластмасс);

по скорости вращения шнеков:

а) машины тихоходные, с числом оборотов до 150 об/мин;

б) быстроходные, с числом оборотов шнека более 150 об/мин.

Первые теоретические работы в области техники экструзии полимеров стали появляться в 1946—1953 годах. В эти же годы произошел переход от индивидуального изготовления каждого экструдера к серийному производству, основанному на теоретических (инженерных) расчетах.

Первые книги, обобщающие опыт конструирования, эксплуатации и расчета экструдеров, были почти одновременно написаны Э. Фишером (Fisher E.G. Extrusion of Plastics. New York; London: John Willey and Sons, 1958) и Г. Шенкелем (Schenkel G. Schnekenpressen für Kunststoffe. München: Carl-Hanser-Verlag, 1959). Эти книги были рассчитаны на широкий круг специалистов, занимающихся вопросами экструзии термопластов. Поэтому в них отсутствовал сложный математический аппарат и они содержали обширные сведения чисто инженерного характера.

Теоретические обобщения работ, посвященных вопросам экструзии полимеров, приведены в монографиях Э. Бернхардта (Bernhardt C.C. Processing of thermoplastic materials. New York: Reinhold publish Co, 1959), Д. Мак-Келви (Mc Kelvey J.M. Polymer Processing. New York: John Willey and Sons, 1962), Р.В. Торнера (Основные процессы переработки полимеров: теория и методы расчета. Москва: Химия, 1972), Э. Тадмора и К. Гогоса (Tadmor Z., Gogos C. Principles of Polymer Processing. New York: John Willey and Sons, 1979). Однако в указанных книгах рассматриваются только процессы, протекающие в винтовых каналах одношнековых экструдеров. При этом авторы игнорируют тот факт, что любой экструдер прежде всего предназначен для получения конкретного качественного изделия. Следовательно, наряду с процессами, протекающими в винтовых каналах шнека, необходимо изучать смешение и диспергирование при экструзии, взаимодействие экструдера с формующим инструментом, а также расчет и конструирование формующего инструмента и калибрующих устройств.

В последние годы для экструзии полимеров наряду с одношнековыми стали широко применять двухшнековые и дисковые экструдеры. Однако в известных работах нет сведений по теории процессов и расчету двухшнековых и дисковых экструдеров.

Предлагаемое учебное пособие написано с учетом многочисленных работ в области экструзии полимеров, появившихся после опубликования указанных выше книг. В нем рассматривается современное состояние техники экструзии и экструзионных машин с теоретических и практических позиций.

Приводимые теоретические исследования по диспергированию и смешению для двухшнековых и дисковых экструдеров базиру-

ются на собственных работах профессора В. С-Х. Кима, проведенных в Московском государственном университете инженерной экологии (ранее — Московский институт химического машиностроения) со своими учениками и коллегами.

Книга состоит из шести глав.

Первая глава посвящена некоторым вопросам реологии полимеров в процессах переработки. В ней приведены классификация жидкостей по «кривым течения», основные уравнения движения, уравнения неразрывности и теплопередачи, а также рассмотрены процессы течения жидкостей через каналы различной геометрии. Теоретические вопросы экструзии полимеров, изложенные в последующих главах, базируются на основных уравнениях движения, неразрывности и теплопередачи, рассмотренных в первой главе.

Вторая глава посвящена конструированию и расчету одношнековых экструдеров. Большое внимание в этой главе уделено экспериментально-теоретическому исследованию процессов смешения и диспергирования при экструзии полимерных материалов. Это обусловлено тем, что любая экструзия сопровождается смешением и диспергированием частиц полимерного материала.

В третьей главе рассмотрены вопросы конструирования и расчета двухшнековых экструдеров. Особое внимание уделено гидродинамике процессов течения расплавов полимеров в рабочих каналах и зазорах зацепления шнеков как при встречном, так и при одностороннем их вращении. При этом впервые приводятся экспериментально построенные профили скоростей потока как в самих винтовых каналах, так и в зазорах зацепления. На основе экспериментальных данных получены теоретические выражения для расчета скоростей потока и производительности двухшнекового экструдера при встречном и одностороннем вращении шнеков.

В четвертой главе приведены результаты экспериментально-теоретического исследования дисковых и дискошнековых экструдеров. Показано, что, благодаря высоким (по сравнению с традиционными экструдерами) скоростям сдвига, реализуемым в рабочем зазоре, дисковые и дискошнековые экструдеры обеспечивают хорошее смешение и диспергирование материала.

В пятой главе книги рассматриваются методы расчета и конструирования формующих инструментов для получения листов, пленок, труб, профильных изделий и гранул, поскольку в состав любого экструдера и экструзионного агрегата входит формующий инструмент, от грамотного конструирования которого зависит качество получаемого изделия.

В шестую главу вынесены сведения по исследованию экструзионных агрегатов для получения методом экструзии различных изделий — листов, пленок, труб, объемных изделий – и нанесения покрытий на кабель и провода.

При этом особое внимание уделено видам брака и мероприятиям по их устранению при получении указанных изделий методом экструзии.

Автор надеется, что предлагаемое учебное пособие «Теория и практика экструзии полимеров» будет полезно не только студентам вузов и аспирантам, но и научным сотрудникам и инженерно-техническим работникам заводов по переработке пластмасс и предприятий полимерного машиностроения, занимающимся вопросами экструзии полимеров, а также проектированием и изготовлением экструзионных машин и агрегатов. Автор с благодарностью примет все замечания и пожелания читателей.

Глава 1

НЕКОТОРЫЕ ВОПРОСЫ РЕОЛОГИИ В ПРОЦЕССАХ ПЕРЕРАБОТКИ ПОЛИМЕРОВ

Эта глава представляет собой введение в реологию — науку о деформации и течении. Поскольку большинство процессов переработки полимеров связано с течением материала, настоящая глава в основном посвящена описанию поведения материалов, которые с точки зрения реологии являются жидкостями. Хотя эта глава посвящена главным образом неупругим жидкостям, в ней рассмотрены также основные свойства вязкоупругих жидкостей.

1.1. УРАВНЕНИЯ НЕРАЗРЫВНОСТИ, ДВИЖЕНИЯ И ЭНЕРГИИ

Уравнения неразрывности, движения и энергии представляют собой математическую формулировку основных физических принципов и не зависят от природы жидкости. Уравнения, описывающие процессы течения, всегда являются следствием этих уравнений, рассматриваемых совместно с реологическим уравнением жидкости. В этом разделе они приводятся без доказательства и используются для краткого математического вывода уравнений течения.

Рассмотрим некоторую область в пространстве, занятом движущейся вязкой жидкостью. Плотность жидкости ρ, давление P и температура T являются скалярными величинами; скорость жидкости v является векторной величиной, в то время как величина τ, представляющая собой результат действия вязких сил, есть симметричный тензор второго ранга. В дальнейшем эти величины рассматриваются как функции времени и пространственных координат.

Рассмотрим произвольный элемент жидкости, расположенный внутри воображаемой замкнутой поверхности, которая движется вместе с элементом, но не оказывает на него воздействия. Элемент жидкости представляет собой термодинамически замкнутую систему, т. е. такую систему, которая может обмениваться с окружающей средой энергией, но не веществом.

Из закона сохранения вещества следует, что масса в замкнутой системе остается постоянной. *Уравнение неразрывности* [1, 5, 6]

$$\frac{D\rho}{Dt} = -\rho(\nabla \cdot v) \tag{1.1}$$

(t — время) является математическим выражением этого закона.

Согласно второму закону Ньютона, изменение количества движения элемента жидкости равно сумме всех сил, действующих на него. Математическое выражение этого утверждения есть *уравнение движения:*

$$\rho\frac{Dv}{Dt} = -(\nabla \cdot P) + (\nabla \cdot \tau) + \rho g, \tag{1.2}$$

где g — главный вектор массовых сил (сил, приходящихся на единицу массы), действующих на жидкость в рассматриваемой точке.

Из первого закона термодинамики (закона сохранения энергии), примененного к элементу жидкости, следует *уравнение энергии*:

$$\rho C_v \frac{DT}{Dt} = -(\nabla \cdot q) - AT\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_\rho (\nabla \cdot v) + (\tau : \nabla v)A, \tag{1.3}$$

где C_v — удельная теплоемкость жидкости при постоянном объеме; A —термический эквивалент работы; q —вектор теплового потока, связанный с градиентом температуры в изотропной среде законом теплопроводности Фурье:

$$q = -k(\nabla \cdot T), \tag{1.4}$$

где k — коэффициент теплопроводности жидкости.

Компоненты вектора теплового потока в прямоугольной, цилиндрической и сферической системах координат представлены в табл. 1.1.

Векторная форма, в которой были записаны уравнения неразрывности, движения и энергии, имеет перед скалярной преимущество, состоящее в краткости записи и независимости от выбора системы координат. Однако при решении конкретных задач течения необходимо выбрать систему координат и определить в ней компоненты векторных и тензорных величин. Выбор системы координат зависит от геометрии границ жидкости.

Таблица 1.1. **Компоненты вектора теплового потока**

Прямоугольные координаты	Цилиндрические координаты	Сферические координаты
$q_x = -k\dfrac{\partial T}{\partial x}$	$q_r = -k\dfrac{\partial T}{\partial r}$	$q_r = -k\dfrac{\partial T}{\partial r}$
$q_y = -k\dfrac{\partial T}{\partial y}$	$q_\theta = -k\dfrac{1}{r}\dfrac{\partial T}{\partial \theta}$	$q_\theta = -k\dfrac{1}{r}\dfrac{\partial T}{\partial \theta}$
$q_z = -k\dfrac{\partial T}{\partial z}$	$q_z = -k\dfrac{\partial T}{\partial z}$	$q_\varphi = -k\dfrac{1}{\sin\theta}\dfrac{\partial T}{\partial \varphi}$

Ниже приведены уравнения неразрывности, движения и энергии в прямоугольных, цилиндрических и сферических координатах.

Уравнение неразрывности

Прямоугольные координаты (x, y, z):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t}+\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x)+\frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y)+\frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z)=0.$$

Цилиндрические координаты (r, θ, z):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t}+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(\rho r v_r)+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial \theta}(\rho v_\theta)+\frac{\partial}{\partial z}(\rho v_z)=0.$$

Сферические координаты (r, θ, φ):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t}+\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(\rho r^2 v_r\right)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \theta}(\rho v_\theta \sin\theta)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \varphi}(\rho v_\varphi)=0.$$

Уравнение движения в прямоугольных координатах

Проекция на ось x:

$$\rho\left(\frac{\partial v_x}{\partial t}+v_x\frac{\partial v_x}{\partial x}+v_y\frac{\partial v_x}{\partial y}+v_z\frac{\partial v_x}{\partial z}\right)=-\frac{\partial P}{\partial x}+\left(\frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x}+\frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y}+\frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z}\right)+\rho g_x.$$

Проекция на ось y:

$$\rho\left(\frac{\partial v_y}{\partial t}+v_x\frac{\partial v_y}{\partial x}+v_y\frac{\partial v_y}{\partial y}+v_z\frac{\partial v_y}{\partial z}\right)=-\frac{\partial P}{\partial y}+\left(\frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x}+\frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y}+\frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z}\right)+\rho g_y.$$

Проекция на ось z:

$$\rho\left(\frac{\partial v_z}{\partial t}+v_x\frac{\partial v_z}{\partial x}+v_y\frac{\partial v_z}{\partial y}+v_z\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)=-\frac{\partial P}{\partial z}+\left(\frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x}+\frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y}+\frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z}\right)+\rho g_z.$$

Уравнение движения в цилиндрических координатах

Проекция на направление r:

$$\rho\left(\frac{\partial v_r}{\partial t}+v_r\frac{\partial v_r}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial v_r}{\partial \theta}-\frac{v_\theta^2}{r}+v_z\frac{\partial v_r}{\partial z}\right)=-\frac{\partial P}{\partial r}+\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(r\tau_{rr})+\frac{1}{r}\frac{\partial \tau_{r\theta}}{\partial \theta}-\frac{\tau_{\theta\theta}}{r}+\frac{\partial \tau_{rz}}{\partial z}\right]+\rho g_r.$$

Проекция на направление θ:

$$\rho\left(\frac{\partial v_\theta}{\partial t}+v_r\frac{\partial v_\theta}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial \theta}-\frac{v_r v_\theta}{r}+v_z\frac{\partial v_\theta}{\partial z}\right)=-\frac{1}{r}\frac{\partial P}{\partial \theta}+\left[\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2\tau_{r\theta}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial \tau_{\theta\theta}}{\partial \theta}+\frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial z}\right]+\rho g_\theta.$$

Проекция на направление z:

$$\rho\left(\frac{\partial v_z}{\partial t}+v_r\frac{\partial v_z}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial v_z}{\partial \theta}+v_z\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)=-\frac{\partial P}{\partial z}+\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(r\tau_{rz})+\frac{1}{r}\frac{\partial \tau_{\theta z}}{\partial \theta}+\frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z}\right]+\rho g_z.$$

Уравнение движения в сферических координатах

Проекция на направление r:

$$\rho\left(\frac{\partial v_r}{\partial t}+v_r\frac{\partial v_r}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial v_r}{\partial \theta}+\frac{v_\varphi}{r\sin\theta}\frac{\partial v_r}{\partial \varphi}-\frac{v_\theta^2+v_\varphi^2}{r}\right)=-\frac{\partial P}{\partial r}+\left[\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2\tau_{rr}\right)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \theta}(\tau_{r\theta}\sin\theta)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial \tau_{r\varphi}}{\partial \varphi}-\frac{\tau_{\theta\theta}+\tau_{\varphi\varphi}}{r}\right]+\rho g_r.$$

Проекция на направление θ:

$$\rho\left(\frac{\partial v_\theta}{\partial t}+v_r\frac{\partial v_\theta}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial \theta}+\frac{v_\varphi}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\theta}{\partial \varphi}+\frac{v_r v_\theta}{r}-\frac{v_\varphi \operatorname{ctg}\theta}{r}\right)=-\frac{1}{r}\frac{\partial P}{\partial \theta}+\left[\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2\tau_{r\theta}\right)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \theta}(\tau_{\theta\theta}\sin\theta)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial \tau_{\theta\varphi}}{\partial \varphi}+\frac{\tau_{r\theta}}{r}-\frac{\operatorname{ctg}\theta}{r}\tau_{\varphi\varphi}\right]+\rho g_\theta.$$

Проекция на направление φ:

$$\rho\left(\frac{\partial v_\varphi}{\partial t}+v_r\frac{\partial v_\varphi}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial v_\varphi}{\partial \theta}+\frac{v_\varphi}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi}+\frac{v_\varphi v_r}{r}+\frac{v_\theta v_\varphi}{r}\operatorname{ctg}\theta\right)=-\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial P}{\partial \varphi}+\left[\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2\tau_{r\varphi}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial \tau_{\theta\varphi}}{\partial \theta}+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial \tau_{\varphi\varphi}}{\partial \varphi}+\frac{\tau_{r\varphi}}{r}+\frac{2\operatorname{ctg}\theta}{r}\tau_{\theta\varphi}\right]+\rho g_\varphi.$$

Уравнение энергии

Прямоугольные координаты (x, y, z):

$$\rho C_v\left(\frac{\partial T}{\partial t}+v_x\frac{\partial T}{\partial x}+v_y\frac{\partial T}{\partial y}+v_z\frac{\partial T}{\partial z}\right)=-\left(\frac{\partial q_x}{\partial x}+\frac{\partial q_y}{\partial y}+\frac{\partial q_z}{\partial z}\right)-AT\left(\frac{\partial P}{\partial t}\right)_\rho\left(\frac{\partial v_x}{\partial x}+\frac{\partial v_y}{\partial y}+\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)+A\left(\tau_{xx}\frac{\partial v_x}{\partial x}+\tau_{yy}\frac{\partial v_y}{\partial y}+\tau_{zz}\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)+A\left[\tau_{xy}\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}+\frac{\partial v_y}{\partial x}\right)+\tau_{xz}\left(\frac{\partial v_x}{\partial z}+\frac{\partial v_z}{\partial x}\right)+\tau_{yz}\left(\frac{\partial v_y}{\partial z}+\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)\right].$$

Цилиндрические координаты (r, θ, z):

$$\rho C_v\left(\frac{\partial T}{\partial t}+v_r\frac{\partial T}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial T}{\partial \theta}+v_z\frac{\partial T}{\partial z}\right)=-\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(rq_r)+\frac{1}{r}\frac{\partial q_\theta}{\partial \theta}+\frac{\partial q_z}{\partial z}\right]-$$

$$-AT\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_\rho\left[\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(rv_r)+\frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial \theta}+\frac{\partial v_z}{\partial z}\right]+A\left[\tau_{rr}\frac{\partial v_r}{\partial r}+\tau_{\theta\theta}\frac{1}{r}\left(\frac{\partial v_\theta}{\partial \theta}+v_r\right)+\tau_{zz}\frac{\partial v_z}{\partial z}\right]+$$

$$+A\left\{\tau_{r\theta}\left[r\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{v_\theta}{r}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial v_r}{\partial \theta}\right]+\tau_{rz}\left(\frac{\partial v_z}{\partial r}+\frac{\partial v_r}{\partial z}\right)+\tau_{\theta z}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_z}{\partial \theta}+\frac{\partial v_\theta}{\partial z}\right)\right\}.$$

Сферические координаты (r, θ, φ):

$$\rho C_v\left(\frac{\partial T}{\partial t}+v_r\frac{\partial T}{\partial r}+\frac{v_\theta}{r}\frac{\partial T}{\partial \theta}+\frac{v_\varphi}{r\sin\theta}\frac{\partial T}{\partial \varphi}\right)=$$

$$=-\left[\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2q_r\right)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \theta}(q_\theta\sin\theta)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial q_\varphi}{\partial \varphi}\right]-$$

$$-AT\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_\rho\left[\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2v_r\right)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial \theta}(v_\theta\sin\theta)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi}\right]+$$

$$+A\left[\tau_{rr}\frac{\partial v_r}{\partial r}+\tau_{\theta\theta}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial \theta}+\frac{v_r}{r}\right)+\tau_{\varphi\varphi}\left(\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi}+\frac{v_r}{r}+\frac{v_\theta ctg\theta}{r}\right)\right]+$$

$$+A\left[\tau_{r\theta}\left(\frac{\partial v_\theta}{\partial r}+\frac{1}{r}\frac{\partial v_r}{\partial \theta}-\frac{v_\theta}{r}\right)+\tau_{r\varphi}\left(\frac{\partial v_\varphi}{\partial r}+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_r}{\partial \varphi}-\frac{v_\varphi}{r}\right)+\right.$$

$$\left.+\tau_{\theta\varphi}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_\varphi}{\partial \theta}+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\theta}{\partial \varphi}-\frac{ctg\theta}{r}v_\varphi\right)\right].$$

На рис. 1.1 показано, как определяется положение точки в пространстве в каждой из трех указанных выше систем координат, а также направление компонент вектора скорости v в данной точке. Например, в цилиндрических координатах компонента скорости v_θ перпендикулярна плоскости, образованной направлениями r и z.

Девиатор тензора напряжений τ, являющийся тензором второго ранга, имеет компоненту τ_{ij}, где i и j независимо принимают значения x, y и z. Второй индекс определяет направление действия напряжения, а первый — направление нормали к поверхности, в которой оно действует. Например, τ_{xy} представляет собой напряжение, действующее в направлении оси y в плоско-

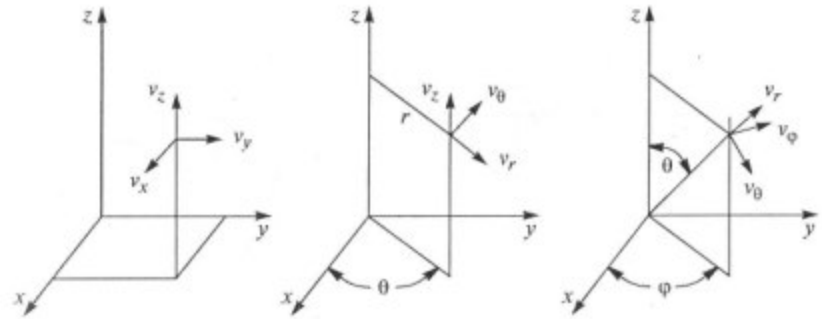


Рис. 1.1. Компоненты вектора скорости V в прямоугольных (*а*), цилиндрических (*б*) и сферических (*в*) координатах

сти, перпендикулярной к оси x. Вследствие симметрии тензора τ, т. е.

$$\tau_{ij}=\tau_{ji}, \tag{1.5}$$

только 6 его компонент являются независимыми.

В общем случае движение жидкости не может быть полностью определено только с помощью уравнений неразрывности, движения и энергии. Поэтому возникает необходимость в *реологическом уравнении*, связывающем компоненты тензора напряжений с компонентами тензора скоростей деформации жидкости, а для случая, когда плотность не может предполагаться постоянной, требуется и *уравнение состояния*. Дополнительно может потребоваться уравнение, определяющее зависимость температуры и давления от некоторых других свойств жидкости.

1.2. МЕХАНИКА НЬЮТОНОВСКИХ ЖИДКОСТЕЙ

Рассмотрим тонкий слой жидкости, заключенной между двумя бесконечными параллельными пластинами, одна из которых неподвижна, а к другой приложено сдвигающее усилие F (рис. 1.2, *а*). Верхняя пластина под действием силы F будет сдвигаться относительно параллельной ей неподвижной плоскости со скоростью v, постоянной до тех пор, пока сила F неизменна. Поскольку даже несмачивающая жидкость прилипает к ограничивающей ее стенке так, что прекращается движение жидкости относительно стенки, жидкость у нижней пластины имеет нулевую скорость, тогда как скорость ее у верхней пластины равна v и совпадает по направлению с действием силы. Так как в стационарных условиях сдвигающая сила передается равномерно через жидкость к нижней плос-

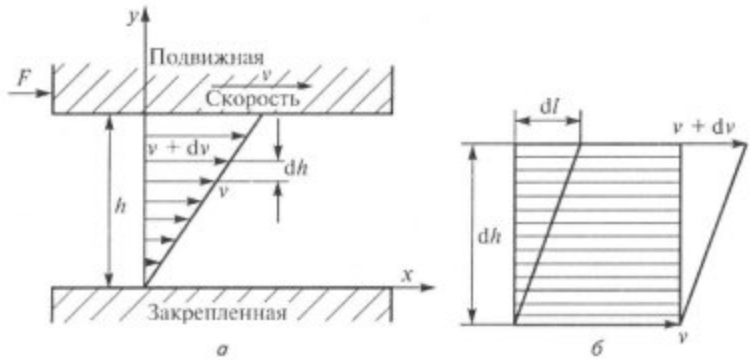


Рис. 1.2. Течение жидкости между плоскопараллельными пластинами (*а* и *б* — см. текст)

кости, каждый слой жидкости в пределах пространства высотой h будет перемещаться относительно следующего слоя так, что изменение скорости в зависимости от расстояния между ними (градиент скорости) будет постоянным.

Математически отношение между напряжением сдвига и вызываемым им изменением градиента скорости (поскольку dv/dh постоянно и равно v/h) может быть выражено одним из следующих уравнений:

$$\tau = \frac{F}{S} = \mu \frac{v}{h}; \tag{1.6}$$

$$\tau = \mu \frac{dv}{dh}, \tag{1.7}$$

где t — напряжение сдвига; S — площадь поверхности пластины; μ — коэффициент пропорциональности (ньютоновская вязкость).

Уравнение (1.7) можно записать и в другом виде. Для этого рассмотрим элемент жидкости высотой dh, вырезанный из слоя жидкости, заключенной между двумя бесконечными плоскостями (рис. 1.2, *б*).

В случае идеальной ньютоновской жидкости изменение деформации происходит во времени. За время dt это изменение равно расстоянию, на которое передвигается верхняя пластина [7]:

$$dl = (v + dv)dt - vdv = dv \cdot dt. \tag{1.8}$$

Дифференциал деформации сдвига $d\gamma$ равен:

$$d\gamma = \frac{dl}{dh} = \frac{dv \cdot dt}{dh}. \tag{1.9}$$

Деля обе части выражения (1.9) на dt, получим:

$$\dot{\gamma} = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{dv}{dh}. \tag{1.10}$$

С учетом выражения (1.10) уравнение (1.7) приводится к виду:

$$\tau = \mu\dot{\gamma}. \tag{1.11}$$

Ньютоновская вязкость μ зависит только от температуры и давления и не зависит от скорости сдвига $\dot{\gamma}$.

График зависимости напряжения сдвига от скорости сдвига — так называемая *кривая течения* — для ньютоновской жидкости представляет собой прямую линию с тангенсом угла наклона μ. Эта единственная постоянная полностью характеризует жидкость. Все газы, жидкости и растворы с относительно низкой молекулярной массой ведут себя как ньютоновские жидкости в пределах достижимой точности эксперимента. Все расплавы и растворы высокополимеров относятся к неньютоновским жидкостям.

Уравнение (1.11) является частным случаем применения к плоскопараллельному сдвигу общего реологического уравнения ньютоновской жидкости. Оно может быть записано в виде:

$$\tau_{ij} = \mu \cdot \Delta_{ij} + \left(\aleph - \frac{2}{3}\mu \right)(\nabla \cdot v)\delta_{ij} \quad (i, j = 1, 2, 3), \tag{1.12}$$

где $\aleph$ — коэффициент объемной вязкости; μ — коэффициент вязкости при сдвиговом течении.

Компоненты Δ_{ij} тензора скоростей деформации Δ и δ_{ij} единичного тензора δ определяются следующим образом:

$$\Delta_{ij} = \frac{\partial v_i}{\partial x_i} + \frac{\partial v_j}{\partial x_j};$$

$$\delta_{ij} = 0, \text{ если } i \neq j;$$

$$\delta_{ij} = 1, \text{ если } i = j,$$

где между x, y, z и системой индексов 1, 2, 3 существуют следующие соотношения:

$$x_1 = x, \quad v_1 = v_x;$$
$$x_2 = y, \quad v_2 = v_y;$$
$$x_3 = z, \quad v_3 = v_z.$$

В частном случае, когда $i = 2$ и $j = 1$, уравнение (1.12) примет вид

$$\tau_{21} = \mu\Delta_{21} = \mu\left(\frac{\partial v_2}{\partial x_1} + \frac{\partial v_1}{\partial x_2}\right),$$

или в системе индексов x, y, z:

$$\tau_{yx} = \mu\left(\frac{\partial v_y}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial y}\right). \qquad (1.13)$$

Заметим, что если бы v_y было равно нулю, как при плоскопараллельном сдвиговом течении, то уравнение (1.13) упростилось бы:

$$\tau_{yx} = \mu\frac{\partial v_x}{\partial y}.$$

Математическая формулировка задачи течения всегда приводит к системе уравнений, состоящих из реологического уравнения, уравнений неразрывности, движения, энергии и уравнения состояния жидкости. Решением задачи являются функции, удовлетворяющие этим уравнениям и определенным граничным условиям.

Для упрощения постановки задачи ньютоновского течения ниже приведены скалярные уравнения (1.12) в прямоугольных, цилиндрических и сферических координатах.

Прямоугольные координаты (x, y, z):

$$\tau_{xx} = +\mu\left[\frac{\partial v_x}{\partial x} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\Delta\cdot v);$$

$$\tau_{yy} = +\mu\left[2\frac{\partial v_y}{\partial y} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{zz} = +\mu\left[2\frac{\partial v_z}{\partial z} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{xy} = \tau_{yx} = +\mu\left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x}\right);$$

$$\tau_{yz} = \tau_{zy} = +\mu\left(\frac{\partial v_y}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial y}\right);$$

$$\tau_{zx} = \tau_{xz} = +\mu\left(\frac{\partial v_z}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial z}\right);$$

$$(\nabla\cdot v) = \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z}.$$

Цилиндрические координаты (r, θ, z):

$$\tau_{rr} = +\mu\left[2\frac{\partial v_r}{\partial r} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{\theta\theta} = +\mu\left[2\left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial\theta} + \frac{v_r}{r}\right) - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{zz} = +\mu\left[2\frac{\partial v_z}{\partial z} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{r\theta} = \tau_{\theta r} = +\mu\left[r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_r}{r}\right) + \frac{1}{r}\frac{\partial v_r}{\partial\theta}\right];$$

$$\tau_{\theta z} = \tau_{z\theta} = +\mu\left(\frac{\partial v_\theta}{\partial z} + \frac{1}{r}\frac{\partial v_z}{\partial\theta}\right);$$

$$\tau_{zr} = \tau_{rz} = +\mu\left(\frac{\partial v_z}{\partial r} + \frac{\partial v_r}{\partial z}\right);$$

$$(\nabla\cdot v) = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(rv_r) + \frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial\theta} + \frac{\partial v_z}{\partial z}.$$

Сферические координаты (r, θ, φ):

$$\tau_{rr} = +\mu\left[2\frac{\partial v_r}{\partial r} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{\theta\theta} = +\mu\left[2\left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial\theta} + \frac{v_r}{r}\right) - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{\varphi\varphi} = +\mu\left[2\left(\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\varphi}{\partial\varphi} + \frac{v_r}{r} + \frac{v_\theta ctg\theta}{r}\right) - \frac{2}{3}(\nabla\cdot v)\right] + \aleph(\nabla\cdot v);$$

$$\tau_{r\theta} = \tau_{\theta r} = +\mu\left[r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\theta}{r}\right) + \frac{1}{r}\frac{\partial v_r}{\partial\theta}\right];$$

$$\tau_{\theta\varphi} = \tau_{\varphi\theta} = +\mu\left[\frac{\sin\theta}{r}\frac{\partial}{\partial\theta}\left(\frac{v_\varphi}{\sin\theta}\right) + \frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\theta}{\partial\varphi}\right];$$

$$\tau_{\varphi r} = \tau_{r\varphi} = +\mu\left[\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_r}{\partial\varphi} + r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\varphi}{r}\right)\right];$$

$$(\nabla\cdot v) = \frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2 v_r\right) + \frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial}{\partial\theta}(v_\theta\sin\theta) + \frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\varphi}{\partial\varphi}.$$

Решение простой задачи ньютоновского течения иллюстрируется примером 1.1 [1].

Пример 1.1.

В этом примере рассматривается установившееся ламинарное осесимметрическое течение несжимаемой ньютоновской жидкости через длинную трубу круглого сечения радиусом R. Температура стенки трубы T_w поддерживается постоянной. Задача состоит в отыскании распределения скорости и температуры в поперечных сечениях трубы, настолько удаленных от входа, что ни температура, ни скорость не зависят от продольной координаты z. Для простоты предполагается, что вязкость μ постоянна.

В этой задаче все производные температуры, скорости и компонентов девиатора напряжений по переменным θ, z и t равны нулю, компоненты скорости v_θ и v_r равны нулю, и, вследствие того, что жидкость несжимаема, $(\nabla\cdot v) = 0$. Уравнения движения и энергии (см. с. 14—16) принимают следующий вид:

$$\frac{\partial P}{\partial z} = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\tau_{rz}\right); \tag{1.14}$$

$$\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(rq_r\right) = A\tau_{rz}\frac{\partial v_z}{\partial r}. \tag{1.15}$$

Вводя в эти уравнения выражения для τ_{rz} (см. выше) и q_r, (см. табл. 1.1), получим:

$$\frac{\partial P}{\partial z} = \frac{\mu}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial v_z}{\partial r}\right); \tag{1.16}$$

$$-\frac{k}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial T}{\partial r}\right) = A\mu\left(\frac{\partial v_z}{\partial r}\right)^2. \tag{1.17}$$

Граничные условия этой задачи:

(1) $v_z(R) = 0$; (3) $v_z'(0) = 0$, где $v_z' = \dfrac{\partial v_z}{\partial r}$;

(2) $T(R) = T_w$; (4) $T'(0) = 0$, где $T' = \dfrac{\partial T}{\partial r}$.

Вследствие того, что левая часть уравнения (1.16) не зависит от r, его можно непосредственно проинтегрировать. В результате получим:

$$\frac{\partial v_z}{\partial r} = \frac{r}{2\mu}\frac{\partial P}{\partial z} + \frac{C_1}{r}. \tag{1.18}$$

Из третьего граничного условия следует, что постоянная интегрирования C_1 равна нулю.

Распределение скорости, полученное при интегрировании уравнения (1.18), представляется выражением

$$v_z = \frac{r^2}{4\mu}\frac{\partial P}{\partial z} + C_2, \tag{1.19}$$

которое при определении C_2 из первого граничного условия и последующей подстановке в уравнение принимает вид:

$$v_z = -\frac{R^2}{4\mu}\frac{\partial P}{\partial z}\left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right]. \tag{1.20}$$

Знак «минус» указывает на то, что жидкость течет в направлении уменьшения давления.

Распределение температуры можно получить подстановкой равенства (1.18) в выражение (1.17) и интегрированием последнего. После первого интегрирования получим:

$$\frac{\partial T}{\partial r} = -\frac{A}{4\mu k}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)^2\frac{r^3}{4} + \frac{C_3}{r}, \tag{1.21}$$

причем из четвертого граничного условия следует, что постоянная интегрирования C_3 равна нулю. Интегрирование уравнения (1.21) дает выражение

$$T = -\frac{A}{4\mu k}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)^2\frac{r^4}{16} + C_4,$$

которое при определении C_4 из третьего граничного условия примет вид:

$$T - T_w = \frac{R^4 A}{64\mu k}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)^2\left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^4\right]. \tag{1.22}$$

Скорость жидкости на оси трубы $v_z\big|_{r=0} = v_0$ выводится из уравнения (1.20):

$$v_0 = -\frac{R^2}{4\mu}\frac{\partial P}{\partial z},$$

а температура жидкости на оси трубы, рассчитанная по уравнению (1.22), определяется выражением:

$$T_0 - T_w = \frac{R^4 A}{64\mu k}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)^2 = \frac{A\mu v_0^2}{4k}.$$

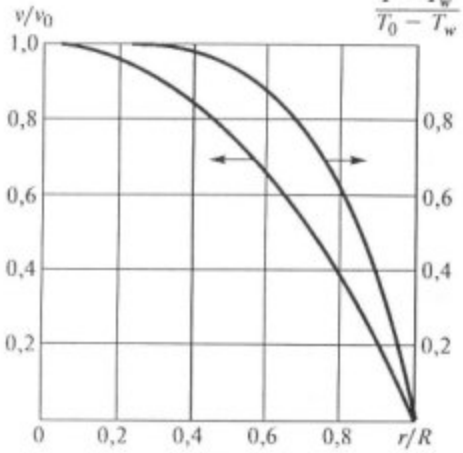


Рис. 1.3. Распределение безразмерных скоростей и температур для ньютоновского течения через длинную трубу

Если, например, скорость жидкости на оси трубы равна 0,1 м/с, вязкость жидкости равна 10^4 пз (10^3 Н · с/м^2), а коэффициент теплопроводности — 10^{-3} кал/(см · с · град) [0,419 Вт/(м · град)], то температура жидкости на оси трубы будет на 6 °С выше, чем у стенки трубы.

Разделив выражения (1.20) и (1.21) соответственно на v_0 и $T_0 - T_w$, приведем их к безразмерному виду:

$$\frac{v}{v_0} = 1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2; \qquad \frac{T - T_w}{T_0 - T_w} = 1 - \left(\frac{r}{R}\right)^4.$$

На рис. 1.3 показана зависимость этих безразмерных переменных от безразмерной координаты r/R.

1.3. НЕНЬЮТОНОВСКИЕ ЖИДКОСТИ

В этом разделе проводится классификация неньютоновских жидкостей и рассматриваются различные эмпирические и теоретические уравнения, связывающие неньютоновскую вязкость η со скоростью сдвига (или с напряжением сдвига) в случае простого изотермического сдвига. Влияние температуры на η рассматривается в разделе 1.5.

К неньютоновским жидкостям относятся жидкости, кривая течения которых не является линейной, т. е. вязкость неньютоновской жидкости не остается постоянной при заданных температуре и давлении, а зависит от других факторов, таких, как скорость сдвига, конструктивные особенности аппаратуры, в которой находится жидкость, а также от «предыстории» жидкости.

Реальные жидкости с нелинейной кривой течения можно разбить на три обширные группы:

1) системы, для которых скорость сдвига в каждой точке представляет некоторую функцию только напряжения сдвига в этой же точке;

2) более сложные системы, в которых связь между напряжением и скоростью сдвига зависит от времени действия напряжения или «предыстории» жидкости;

3) системы, обладающие свойствами как твердого тела, так и жидкости и частично проявляющие упругое восстановление формы после снятия напряжения (так называемые *вязкоупругие жидкости*).

Системы первого типа, свойства которых не зависят от времени, могут быть описаны реологическим уравнением [1, 5—7]

$$\dot{\gamma} = f(\tau), \tag{1.23}$$

из которого следует, что скорость сдвига в каждой точке жидкости является функцией напряжения сдвига в той же точке. Такие вещества могут быть названы *вязкими неньютоновскими жидкостями*. Их удобно подразделять на 3 группы — в зависимости от вида функции (1.23):

1) бингамовские пластичные жидкости (бингамовские пластики);

2) псевдопластичные жидкости (псевдопластики);

3) дилатантные жидкости.

Кривые течения, характерные для этих трех типов жидкостей, приведены на рис. 1.4.

Бингамовский пластик. Кривая течения для этих материалов представляет прямую линию, пересекающую ось напряжения сдвига на расстоянии $\tau_т$ от ее начала. Напряжение текучести $\tau_т$ есть предел, превышение которого приводит к возникновению вязкого течения.

Реологическое уравнение для бингамовских пластиков (которое Бингам вывел в 1916 г., а Ф.Н. Шведов — в 1889 г.) можно записать в виде:

$$\begin{aligned} f(\tau) &= \tau - \tau_т = \eta_p \dot{\gamma}, \quad \tau > \tau_т; \\ f(\tau) &= \tau - \tau_т = 0, \qquad \tau \le \tau_т, \end{aligned} \tag{1.24}$$

где η_p — пластическая вязкость, или коэффициент жесткости при сдвиге, численно равный тангенсу угла наклона кривой течения.

Объяснение поведения бингамовских пластиков исходит из предположения о наличии у покоящейся жидкости пространственной структуры, достаточно жесткой, чтобы сопротивляться любому напряжению, не превосходящему по величине $\tau_т$.

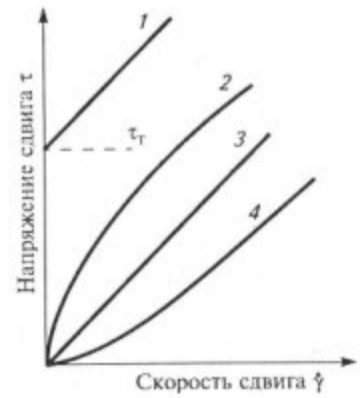


Рис. 1.4. Кривые течения различных типов жидкостей:

1 — бингамовский пластик; *2* — псевдопластичная жидкость; *3* — ньютоновская жидкость; *4* — дилатантная жидкость

Если напряжение превышает $\tau_т$, то структура полностью разрушается, и система ведет себя как обычная ньютоновская жидкость при напряжениях сдвига $\tau - \tau_т$. Когда же напряжение сдвига становится меньше $\tau_т$, структура снова восстанавливается.

Псевдопластики. Псевдопластичные жидкости не обнаруживают предела текучести, и кривая течения их показывает, что отношение напряжения сдвига к скорости сдвига, т.е. кажущаяся вязкость η_a

$$\eta_a = \tau/\dot{\gamma},$$

постепенно понижается с ростом скорости сдвига. Кривая течения становится линейной только при очень больших скоростях сдвига. Предельный наклон, получивший название вязкости при бесконечно большом сдвиге, обозначается через η_∞.

Кривые течения псевдопластиков в логарифмических координатах в большинстве случаев оказываются прямыми с тангенсом угла наклона, отличным от 1. Поэтому для описания жидкостей рассматриваемого типа применяют функциональную эмпирическую зависимость в виде степенного закона:

$$\tau = m\dot{\gamma}^n, \qquad (1.25)$$

где m — мера консистенции жидкости (чем выше вязкость жидкости, тем больше m); n — характеризует степень неньютоновского поведения материала (чем больше n отличается от единицы, тем отчетливее проявляются его неньютоновские свойства).

Здесь важно иметь в виду, что, хотя во многих случаях значение n приблизительно постоянно в довольно широких пределах изменения скорости сдвига, для реальной жидкости это не имеет места, если рассматривать весь возможный диапазон напряжений сдвига. Отмеченное обстоятельство не создает серьезных помех в инженерных приложениях, поскольку используемое на практике реологическое уравнение описывает жидкость в ограниченном диапазоне скорости сдвига, встречающемся в частных задачах. В этих пределах можно принимать значение n постоянным.

Часто встречается другая запись степенного закона:

$$\dot{\gamma} = a\tau^k. \qquad (1.26)$$

В этом случае $k > 1$, а a тем больше, чем меньше вязкость.

Следует отметить, что размерности m и a зависят от показателя степени, но для многих инженерных расчетов это не имеет существенного значения.

Кажущуюся вязкость η_a для степенного закона можно выразить через n. Для этого в выражение для кажущейся вязкости подставим значение τ из уравнения (1.25).

Тогда получим окончательно:

$$\eta_a = \frac{m\dot{\gamma}^n}{\dot{\gamma}} = m\dot{\gamma}^{n-1}, \qquad (1.27)$$

и поскольку для псевдопластических материалов $n < 1$, то кажущаяся вязкость убывает с возрастанием скорости сдвига.

Автор работы [2] высказывает предположение, что физическое толкование псевдопластичности, вероятно, заключается в том, что с возрастанием скорости сдвига асимметричные частицы или молекулы ориентируются. Молекулы вместо случайных (хаотичных) движений, которые они совершают в покоящейся жидкости, своими большими осями ориентируются вдоль направления потока. Кажущаяся вязкость будет убывать с ростом скорости сдвига до тех пор, пока сохраняется возможность дальнейшего ориентирования частиц вдоль линии тока, а затем кривая течения становится линейной.

В степенном законе употребляются абсолютные величины, так как $\dot{\gamma}$ (или t) могут быть и положительными, и отрицательными, но h должна быть всегда положительной. Заметим, что, когда индекс течения n равен 1, степенной закон сводится к ньютоновскому. Таким образом, увеличение отклонения n от единицы указывает на неньютоновскую природу жидкости. Следует заметить, что, согласно степенному закону, вязкость псевдопластичной жидкости становится бесконечно большой, когда $\dot{\gamma}$ (или τ) приближается к нулю, а η стремится к нулю, когда $\dot{\gamma}$ (или τ) становится беспредельно малым. Для дилатантных систем справедливо обратное утверждение.

Общее соотношение – уравнение (1.7) – связывает напряжение и скорость сдвига для жидкости, подчиняющейся степенному закону, с учетом знака $\dot{\gamma}$:

$$\pm\tau = \tau^0 \left| \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}^0} \right|^n,$$

где знак τ должен быть таким, как и знак $\dot{\gamma}$. Если $\dot{\gamma}^0 = 1$ и τ положительно, то логарифмическое уравнение примет вид

$$\lg\tau = \lg\tau^0 + n\lg\dot{\gamma},$$

показывая, что график зависимости $\lg\tau$ от $\lg\dot{\gamma}$ должен быть прямой линией для тех жидкостей, которые подчиняются степенному закону.

Оказывается, логарифмические кривые течения расплавов полимеров часто являются прямыми линиями, если ограничиться одним-двумя порядками скоростей сдвига, но когда скорости сдвига превышают несколько порядков, то они обычно отклоня-

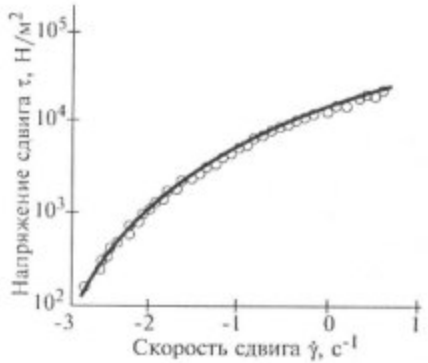


Рис. 1.5. Логарифмическая кривая течения для полиэтилена Алатон-14 при 126 °С

ются от прямой. Логарифмическая кривая течения для расплава полиэтилена (Алатон-14 при 126 °С) показана на рис. 1.5. Она схожа с кривыми для многих расплавов полимеров. При очень низких скоростях сдвига кривая переходит в прямую, имеющую тангенс угла наклона, равный единице, что указывает на ньютоновское поведение жидкости в этой области.

При скоростях сдвига выше 0,01 $с^{-1}$ тангенс угла наклона кривой становится меньшим единицы, указывая на псевдопластическое поведение, причем с увеличением скорости сдвига он непрерывно уменьшается, тем самым увеличивая отклонение от поведения ньютоновской жидкости.

Хотя ясно, что невозможно описать полную кривую, показанную на рис. 1.5, с помощью степенного закона, однако отдельные части кривой приближенно могут быть им описаны. Например, в области скоростей сдвига между 0,1 и 1,0 $с^{-1}$ прямая линия, на которую экспериментальные точки ложатся достаточно хорошо, имеет наклон около 0,59. Выбирая $\dot{\gamma}^0$ равной 1 $с^{-1}$, получаем значение $\tau^0 = 1{,}5 \cdot 10^5$ дин/см^2 ($1{,}5 \cdot 10^4$ Н/м^2). Следовательно, η^0 равна $1{,}5 \cdot 10^5$ пз ($1{,}5 \cdot 10^4$ Н · с/м^2), а уравнение вязкости принимает вид

$$\eta = \eta^0 \left| \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}^0} \right|^{n-1} = \frac{1{,}5 \cdot 10^5}{\dot{\gamma}^{0{,}41}},$$

и его можно использовать в пределах скоростей сдвига от 0,1 до 1,0 $с^{-1}$ с ошибкой, составляющей менее 5 %.

Дилатантные жидкости. Дилатантные жидкости сходны с псевдопластиками тем, что в них также отсутствует предел текучести, однако их кажущаяся вязкость повышается с возрастанием скорости сдвига.

Степенной закон и в этом случае часто оказывается пригодным, но показатели степени n уже превышают единицу, а $k < 1$.

В промышленной технологии дилатантные жидкости встречаются реже, чем псевдопластики, но в случае применимости степенного закона расчеты для материалов обоих типов становятся почти одинаковыми.

1.4. НЕНЬЮТОНОВСКИЕ ЖИДКОСТИ, РЕОЛОГИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ КОТОРЫХ ЗАВИСЯТ ОТ ВРЕМЕНИ

Кажущаяся вязкость более сложных жидкостей определяется не только скоростью сдвига, но и его продолжительностью. Эти жидкости в соответствии с тем, убывает или возрастает со временем напряжение сдвига, если жидкость деформируется с постоянной скоростью сдвига, можно подразделить на два класса:

а) тиксотропные;

б) реопектические.

Тиксотропными называются материалы, консистенция которых зависит от продолжительности и величины сдвига. Если тиксотропный материал, находящийся в состоянии покоя, деформировать с постоянной скоростью сдвига, то его структура будет постепенно разрушаться, а кажущаяся вязкость — снижаться со временем.

Одновременно будет также возрастать скорость восстановления структуры, так как число возможных новых связей увеличивается. В конце концов наступит динамическое равновесие: скорость структурообразования будет равна скорости разрушения структуры (рис. 1.6). Состояние равновесия зависит от скорости сдвига и смещается в сторону более интенсивной деструкции при возрастании $\dot{\gamma}$.

Тиксотропия — обратимый процесс. Поэтому после исчезновения возмущений жидкости ее структура постепенно восстанавливается. Кривые течения тиксотропного материала, определенные непосредственно после приложения сдвигового усилия и в состоянии покоя для различных промежутков времени, отсчитываемых от начала сдвига, представлены на рис. 1.7. Такая особенность по-

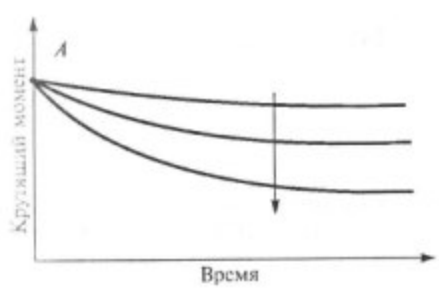


Рис. 1.6. Поведение тиксотропного вещества в соосно-цилиндрическом вискозиметре:

A – после длительного пребывания в состоянии покоя; стрелкой показано увеличение числа оборотов ротора



Рис.1.7. Кривые течения тиксотропных материалов:

A — после длительного пребывания в состоянии покоя; стрелкой показано восстановление структуры после длительного пребывания в состоянии покоя

ведения приводит к своего рода гистерезисной петле кривой течения, снятой при равномерно возрастающей скорости сдвига и для равномерно убывающих ее значений.

Реопектические жидкости. Данным материалам свойственно постепенное структурообразование при сдвиге. Примером реопектических жидкостей могут служить водные растворы гипса. Время затвердевания такого раствора значительно сокращается при приложении незначительных сдвиговых деформаций. По-видимому, небольшие перемещения сдвигового характера способствуют образованию структуры, в то время как значительные сдвиги разрушают ее. Существует критическая величина сдвига, после превышения которой восстановление структуры не происходит, а наоборот, имеет место ее разрушение.

1.5. МЕХАНИКА НЕСЖИМАЕМЫХ НЕНЬЮТОНОВСКИХ ЖИДКОСТЕЙ

Общее реологическое уравнение несжимаемых ньютоновских жидкостей можно записать как

$$\tau = \mu\Delta, \tag{1.28}$$

где Δ — тензор скорости деформации — имеет компоненты, определяемые уравнением

$$\Delta_{ij} = \frac{\partial v_i}{\partial x_i} + \frac{\partial v_j}{\partial x_j}, \tag{1.29}$$

которое выводится из (1.12) с учетом условия несжимаемости

$$(\nabla \cdot v) = 0.$$

Коэффициент μ в уравнении (1.28) не зависит от состояния сдвига.

Аналогичное уравнение

$$\tau = \eta\Delta \tag{1.30}$$

было постулировано для несжимаемых неньютоновских жидкостей. В (1.30) предполагается, что вязкость η является функцией состояния сдвига как величина, характеризуемая или напряжением сдвига, или скоростью сдвига.

Вследствие того что η является скаляром, она может быть функцией только скалярных инвариантов Δ (скалярных величин, составленных из компонент Δ, которые остаются неизменными при вращении координатных осей). Три скалярных инварианта тензора скорости деформации Δ определяются уравнениями:

$$I_1 = \sum_i \Delta_{ij} = 2(\nabla \cdot v); \tag{1.31}$$

$$I_2 = \sum_i \sum_j (\Delta_{ij})^2 = (\Delta : \Delta); \tag{1.32}$$

$$I_3 = \sum_i \sum_j \sum_k \varepsilon_{ijk} \Delta_{1i} \Delta_{2j} \Delta_{3k} = \det \Delta. \tag{1.33}$$

Для несжимаемых жидкостей первый инвариант исчезает. Следовательно, вязкость несжимаемых неньютоновских жидкостей зависит только от второго и третьего инвариантов. В прямолинейном одномерном и двумерном течениях третий инвариант равен нулю; полагают, что он не очень важен и для других типов течений. Следовательно, вязкость η является функцией только второго инварианта Δ.

При разложении τ в степенной ряд по Δ Рейнер [2] показал, что наиболее общее реологическое уравнение для несжимаемых неньютоновских жидкостей имеет вид:

$$\tau = \eta \cdot \Delta + \frac{1}{2}\eta_c (\Delta : \Delta),$$

где η_c – коэффициент поперечной вязкости, являющийся скалярной функцией инвариантов I_1 и I_2.

Степенной закон в общем виде можно записать так:

$$\eta = \eta_0 \left[\frac{(\Delta : \Delta)}{2} \right]^{\left(\frac{n-1}{2}\right)}, \tag{1.34}$$

где η_0 – вязкость при $\dot{\gamma} = 1\ \text{с}^{-1}$.

Скалярная величина $(\Delta:\Delta)$ представлена ниже в прямоугольных, цилиндрических и сферических системах координат.

Прямоугольные координаты (x, y, z):

$$\frac{1}{2}(\Delta : \Delta) = 2\left[\left(\frac{\partial v_x}{\partial x}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_y}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial z}\right)^2\right] + \left(\frac{\partial v_y}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial x}\right)^2.$$

Цилиндрические координаты (r, θ, z):

$$\frac{1}{2}(\Delta : \Delta) = 2\left[\left(\frac{\partial v_r}{\partial r}\right)^2 + \left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} + \frac{v_r}{r}\right)^2\right] + \left[r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\theta}{r}\right) + \frac{1}{r}\frac{\partial v_r}{\partial \theta}\right]^2 + \left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_z}{\partial \theta} + \frac{\partial v_\theta}{\partial z}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_r}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial r}\right)^2.$$

Сферические координаты (r, θ, φ):

$$\frac{1}{2}(\Delta:\Delta)=2\left[\left(\frac{\partial v_r}{\partial r}\right)^2+\left(\frac{1}{r}\frac{\partial v_\theta}{\partial\theta}+\frac{v_r}{r}\right)^2+\left(\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\varphi}{\partial\varphi}+\frac{v_r}{r}+\frac{v_\theta ctg\theta}{r}\right)^2\right]+$$

$$+\left[r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\theta}{r}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial v_r}{\partial\theta}\right]^2+\left[\frac{\sin\theta}{r}\frac{\partial}{\partial\theta}\left(\frac{v_\varphi}{\sin\theta}\right)+\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_\theta}{\partial\varphi}\right]^2+$$

$$+\left[\frac{1}{r\sin\theta}\frac{\partial v_r}{\partial\varphi}+r\frac{\partial}{\partial r}\left(\frac{v_\varphi}{r}\right)\right]^2.$$

Для простого сдвига используют прямоугольные координаты, где единственной ненулевой компонентой скорости является v_x, а единственной ненулевой производной от v_x является $\partial v_x/\partial y$, так что выражение для $(\Delta:\Delta)$ примет вид:

$$(\Delta:\Delta)=2\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)^2$$

и уравнение (1.34) запишется в виде:

$$\eta=\eta_0\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)^{n-1}=\eta_0\dot{\gamma}^{n-1}.$$

Пример 1.2 [1].

Рассматриваемая здесь задача является такой же, как и в примере 1.1, за исключением того, что жидкость предполагается теперь неньютоновской, подчиняющейся степенному закону. Уравнения (1.16) и (1.17) для неньютоновского течения запишутся так:

$$\frac{\partial P}{\partial z}=\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\eta\frac{\partial v_z}{\partial r}\right); \tag{1.35}$$

$$-\frac{k}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial T}{\partial r}\right)=A\eta\left(\frac{\partial v_z}{\partial r}\right)^2, \tag{1.36}$$

где η определяется из (1.34).

В цилиндрических координатах только v_z является единственной ненулевой компонентой скорости, а так как ее производные по z и θ равны нулю, то скалярный инвариант $(\Delta:\Delta)$ примет вид:

$$(\Delta:\Delta)=2\left(\frac{\partial v_z}{\partial r}\right)^2=2\dot{\gamma}^2.$$

Таким образом, η определяется выражением:

$$\eta=\eta_0|\dot{\gamma}|^{n-1}, \tag{1.37}$$

где приведенная скорость сдвига $\dot{\gamma}$ выбирается равной 1 c^{-1}.

Если ось z ориентирована так, что давление возрастает с увеличением z, то жидкость будет течь в направлении отрицательных значений z, а скорость сдвига $\dot{\gamma}$ положительна для всех значений r. Следовательно, знак абсолютной величины в уравнении (1.37) может быть опущен. Подставляя (1.36) в (1.35), получим уравнение

$$\frac{\partial P}{\partial z}=\frac{\eta_0}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\dot{\gamma}^n\right), \tag{1.38}$$

при интегрировании которого будем иметь:

$$\dot{\gamma}=\frac{\partial v_z}{\partial r}=\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}r-\frac{C_1}{r}\right)^{\frac{1}{n}}. \tag{1.39}$$

Учитывая, что скорость сдвига на оси трубы должна быть равной нулю, получим, что постоянная интегрирования равна нулю. При интегрировании уравнения (1.39) получим:

$$v_z=\frac{n}{n+1}\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{1}{n}}r^{\frac{n+1}{n}}+C_2, \tag{1.40}$$

где постоянная интегрирования C_2 определяется из условия

$$v_z(R)=0. \tag{1.41}$$

По вычислении C_2 уравнение (1.40) примет вид:

$$v_z=-\frac{n}{n+1}\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{1}{n}}R^{\frac{n+1}{n}}\left[1-\left(\frac{r}{R}\right)^{\frac{n+1}{n}}\right]. \tag{1.42}$$

Скорость на оси трубы v_0, полученная подстановкой $r=0$ в уравнение (1.42), определяется выражением:

$$v_0=-R^{\frac{n+1}{n}}\frac{n}{n+1}\left(\frac{1}{\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{1}{n}}, \tag{1.43}$$

так что уравнение распределения скоростей может быть записано в виде:

$$v=v_0\left[1-\left(\frac{r}{R}\right)^{\frac{n+1}{n}}\right]. \tag{1.44}$$

Заметим, что в частном случае, при $n = 1$, формула (1.44) переходит в выражение для ньютоновского течения, рассмотренного в примере 1.1.

Чтобы получить распределение температуры, подставим выражения (1.37) и (1.39) в уравнение (1.36). После однократного интегрирования, имеем:

$$\frac{\partial T}{\partial r} = -\frac{\eta_0}{k}\frac{n}{3n+1}A\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{n+1}{n}} r^{\frac{2n+1}{n}} + \frac{C_3}{r}, \qquad (1.45)$$

где постоянная C_3 должна быть принята равной нулю, так как градиент температуры на оси трубы равен нулю. При интегрировании уравнения (1.45) получим:

$$T = -\frac{\eta_0}{k}\left(\frac{n}{3n+1}\right)^2 A\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{n+1}{n}} r^{\frac{3n+1}{n}} + C_4. \qquad (1.46)$$

Константа интегрирования C_4 вычисляется из условия $T(R) = T_w$, где T_w – температура стенки трубы. Следовательно,

$$T - T_w = \frac{\eta_0}{k}\left(\frac{n}{3n+1}\right)^2 A\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{n+1}{n}} R^{\frac{3n+1}{n}}\left[1-\left(\frac{r}{R}\right)^{\frac{3n+1}{n}}\right]. \qquad (1.47)$$

Разность температур жидкости на оси трубы и на стенке, полученная подстановкой $r = 0$ в указанное выше уравнение, равна:

$$T_0 - T_w = \frac{\eta_0}{k}\left(\frac{n}{3n+1}\right)^2 A\left(\frac{1}{2\eta_0}\frac{\partial P}{\partial z}\right)^{\frac{n+1}{n}} R^{\frac{3n+1}{n}}, \qquad (1.48)$$

так что уравнение (1.47) можно записать в эквивалентной форме:

$$\frac{T - T_w}{T_0 - T_w} = 1 - \left(\frac{r}{R}\right)^{\frac{3n+1}{n}}. \qquad (1.49)$$

Для частного случая, при $n = 1$, уравнение (1.49) приводит к результату, полученному для ньютоновского течения в примере 1.1.

1.6. ЗАВИСИМОСТЬ ВЯЗКОСТИ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ

Хорошо известно, что температура оказывает значительное влияние на реологические свойства материалов. Это утверждение особенно справедливо для высокополимеров. В данном разделе рассматривается влияние температуры на вязкость. Предметом

настоящего обсуждения являются инженерные методы исследования температурной зависимости вязкости неньютоновских жидкостей; эта задача особенно важна для процессов переработки полимеров.

Обычно вязкость жидкостей уменьшается, а вязкость газов увеличивается с возрастанием температуры, что указывает на заметное различие в механизмах течения жидкостей и газов. При низких плотностях вязкость газа может быть определена теоретическим анализом обмена количеством движения между смежными слоями молекул, движущихся с различными скоростями. В жидком состоянии проблема является значительно более сложной: в этой области не было сделано попыток дать молекулярную интерпретацию течения полимеров.

Поведение ньютоновских жидкостей при течении зависит от единственной характеристики — вязкости, которая является только функцией температуры. Наиболее часто используемое выражение для зависимости вязкости от температуры — уравнение Аррениуса [1, 5]:

$$\mu = Ae^{E/RT}, \qquad (1.50)$$

где R – газовая постоянная; E – энергия активации течения; A – коэффициент, зависящий от природы жидкости.

Уравнение (1.50) можно исследовать, используя графическую зависимость $\lg\mu$ от $(1/T)$. Для большинства жидкостей в температурной области выше 40 °С можно получить довольно четкую прямолинейную зависимость. Вне этой области график обычно изгибается, указывая на то, что изменения величин A и E с изменением температуры становятся существенными. Иногда для уточнения данных зависимости вязкости от температуры полезно применить другое уравнение:

$$\mu = ae^{-bT}, \qquad (1.51)$$

где a и b — эмпирические константы.

Оно имеет почти ту же область применимости.

При очень низких скоростях сдвига большинство неньютоновских жидкостей обнаруживают ньютоновское поведение. Этот эффект представлен на рис. 1.8, где логарифмическая кривая течения становится прямой и (в виде графической зависимости $\lg\mu_0$ от $1/T$), как и предполагалось, описывается уравнением (1.50). Заметим, что в данном случае точки хорошо ложатся на прямую линию. На рис. 1.9 показаны те же самые данные, представленные в виде графической зависимости $\lg\mu_0$ от T, описываемой, как предполагается, уравнением (1.51). Заметим, что существует некоторая кривизна линии, проведенной через точки, полученные для полиэтилена, однако в относительно узком интервале

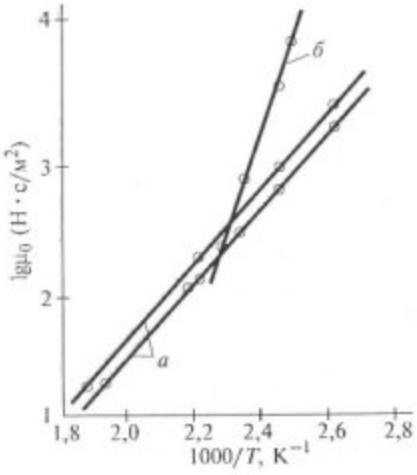


Рис. 1.8. Зависимость предельной ньютоновской вязкости от обратной абсолютной температуры:

а – полиэтилен низкой плотности; *б* – поливинилбутираль

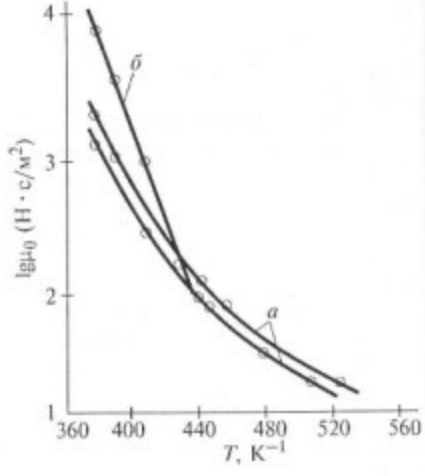


Рис. 1.9. Зависимость вязкости от абсолютной температуры:

а – полиэтилен низкой плотности (ПЭВД); *б* – поливинилбутираль

температур полученные кривые для большинства технических целей можно принимать за прямые.

Данные по течению для большинства промышленно важных термопластов собраны Вестовером [3]. Им была изучена зависимость вязкости η от температуры при постоянной скорости сдвига.

Величина $1/b_{\dot\gamma}$ показывает, на сколько градусов нужно увеличить температуру полимера при постоянной скорости сдвига, чтобы вязкость уменьшилась в $1/e$ раз. Чтобы показать это, запишем выражение (1.51) в виде

$$\frac{\mu_1}{\mu_2}=\frac{a\exp\left(-b_{\dot\gamma}T_1\right)}{a\exp\left(-b_{\dot\gamma}T_2\right)},$$

или в эквивалентной форме:

$$\mu_1=\mu_2\exp\left[b_{\dot\gamma}\left(T_2-T_1\right)\right]=\mu_2\exp\left(b_{\dot\gamma}\Delta T\right).$$

Заметим, что когда $\Delta T=1/b_{\dot\gamma}$,

$$\mu_2=\frac{1}{e}\mu_1.$$

Следовательно, смысл значения $1/b_{\dot\gamma}$ раскрыт.

Неньютоновская вязкость η является функцией деформации сдвига (так как характеризуется значениями $\dot\gamma$ или τ), так же как и функцией температуры. Это выражается функциональными уравнениями:

$$\eta=\eta(\tau,T); \tag{1.52}$$

$$\eta=\eta(\dot\gamma,T). \tag{1.53}$$

Следовательно, когда известно изменение η с температурой, представляет интерес исследование изменения вязкости при постоянной скорости сдвига или при постоянном напряжении сдвига. Вообще, $(\partial\eta/\partial T)_\tau$ не должно равняться $(\partial\eta/\partial T)_{\dot\gamma}$. Каждый тип изменения дает различные значения энергии активации. Бестуль и Бельчер [4] теоретически показали, что для псевдопластичных жидкостей

$$\left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_\tau>\left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_{\dot\gamma}. \tag{1.54}$$

Полный дифференциал η, считая, что η является функцией τ и T, равен:

$$\mathrm{d}\eta=\left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_\tau\mathrm{d}T+\left(\frac{\partial\eta}{\partial\tau}\right)_T\mathrm{d}\tau. \tag{1.55}$$

Для процесса, протекающего при постоянной скорости сдвига, уравнение (1.55) может быть записано так:

$$\left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_{\dot\gamma}=\left(\frac{\partial\eta}{\partial\tau}\right)_T\left(\frac{\partial\tau}{\partial T}\right)_{\dot\gamma}+\left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_\tau; \tag{1.56}$$

оно может быть преобразовано:

$$\frac{(\partial\eta/\partial T)_\tau}{(\partial\eta/\partial T)_{\dot\gamma}}=1-\left(\frac{\partial\eta}{\partial\tau}\right)_T\left(\frac{\partial\tau}{\partial\eta}\right)_{\dot\gamma}. \tag{1.57}$$

Дифференцируя уравнение (1.11) по η при постоянной $\dot\gamma$, получим выражение

$$\left(\frac{\partial\tau}{\partial\eta}\right)_{\dot\gamma}=\dot\gamma, \tag{1.58}$$

которое приводит уравнение (1.57) к виду:

$$\frac{(\partial\eta/\partial T)_\tau}{(\partial\eta/\partial T)_{\dot\gamma}}=1-\dot\gamma\left(\frac{\partial\eta}{\partial\tau}\right)_T. \tag{1.59}$$

По определению, псевдопластичной жидкостью является жидкость, для которой η уменьшается при увеличении τ. Следовательно, $(\partial\eta/\partial\tau)_T$ отрицательно, а правая часть уравнения (1.59) должна быть больше единицы. Таким образом, неравенство (1.54) доказано.

Предполагая, что температурная зависимость η может быть выражена через уравнение типа уравнения Аррениуса (1.50), имеем:

$$\eta = Ae^{E_\tau/RT}, \quad \eta = Ae^{E_{\dot\gamma}/RT}. \tag{1.60}$$

Первое уравнение относится к изменениям вязкости, которые проявляются при постоянном напряжении сдвига, а второе – к изменениям, которые имеют место при постоянной скорости сдвига. Значения E_τ и $E_{\dot\gamma}$ определены Филипповым и Гаскинсом для полиэтилена в интервале температур от 108 °С до 230 °С. Они приведены в табл. 1.2 [1].

Таблица 1.2. **Энергии активации течения для полиэтилена в температурном интервале 108—230 °С**

$\dot\gamma$, с$^{-1}$	$E_{\dot\gamma}$, кДж/моль	τ, Н/м^2	E_τ, к Дж/моль
0	53,6	0	53,6
10^{-1}	47,7	10^3	62,8
10^0	43,12	10^4	72,5
10^1	35,6	10^5	79,55
10^2	30,14	—	—
10^3	25,54	—	—

Заметим, что при очень малых напряжениях сдвига энергии активации остаются неизменными. Этот результат можно предсказать на основании уравнения (1.59) подстановкой частной производной из (1.60):

$$\left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_\tau = -\frac{\eta E_\tau}{RT^2}; \qquad \left(\frac{\partial\eta}{\partial T}\right)_{\dot\gamma} = -\frac{\eta E_{\dot\gamma}}{RT^2}. \tag{1.61}$$

При этом получим выражение

$$\frac{E_\tau}{E_{\dot\gamma}} = 1 - \dot\gamma\left(\frac{\partial\eta}{\partial\tau}\right)_T, \tag{1.62}$$

которое показывает, что E_τ становится равным $E_{\dot\gamma}$, когда $\dot\gamma$ стремится к нулю. Этот общий результат применим ко всем жидкостям. Для ньютоновских жидкостей E_τ равно $E_{\dot\gamma}$ при всех условиях, так как $(\partial\eta/\partial\tau)_T = 0$.

1.7. ВЯЗКОУПРУГИЕ ЖИДКОСТИ

Вязкоупругими называются жидкости, проявляющие как упругие (упругое восстановление формы), так и вязкие свойства (вязкое течение). Для того чтобы лучше понять физическую природу таких жидкостей, можно их условно представить состоящими из отдельных механических элементов, которые в совокупности моделируют действительное поведение жидкости при течении. Следует при этом отметить, что между поведением механических моделей и истинными физическими свойствами жидкостей наблюдается только отдаленное сходство.

Для моделирования обычно используются три механических элемента:

1. Модель ньютоновской жидкости – вязкий элемент, представляющий собой сосуд, заполненный ньютоновской жидкостью, в которой перемещается поршень. Поршень перемещается под действием силы F (рис. 1.10, *а*). При условии, что система обладает идеальными свойствами, т.е. что влиянием турбулентности, силами тяжести и инерцией, а также концевыми эффектами можно пренебречь, сила F приведет к возникновению в жидкости напряжения τ, которое заставит жидкость деформироваться с постоянной скоростью сдвига. Если F (а значит и τ) увеличить в 2 раза, то скорость сдвига жидкости и скорость подъема поршня также увеличатся вдвое. Если мгновенно снять силу F, то поршень немедленно остановится и не будет стремиться вернуться в первоначальное положение. Таким образом, модель обладает основными чертами чисто ньютоновского поведения: линейной зависимостью между напряжением сдвига и скоростью сдвига и отсутствием «памяти» или какого-либо предпочтительного состояния системы.

2. Модель Гука. Идеальная упругая пружина моделирует упругое твердое тело (рис. 1.10, *б*). В этом случае инерционными силами также можно пренебречь. Под действием силы F пружина мгновенно удлиняется, причем величина растяжения прямо про-

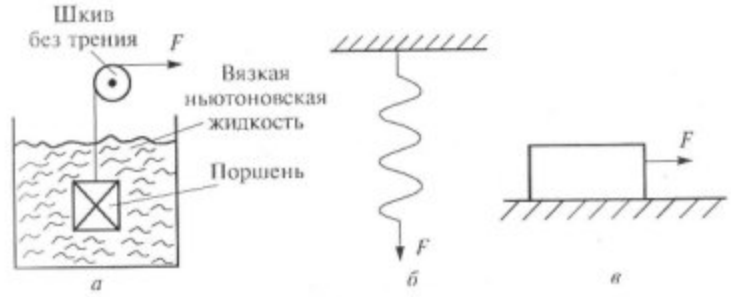


Рис. 1.10. Реологические модели различных тел

порциональна F. Как только напряжение снимается, пружина мгновенно возвращается в свое первоначальное положение, демонстрируя тем самым прекрасную «память» о своей предпочтительной конфигурации.

3. Модель Сен-Венана (рис. 1.10, *в*), которая может быть представлена элементом, лежащим на плоскости, иллюстрирует некоторые свойства жидкости. При этом полагают, что элемент не обладает инерцией, а статический и кинетический коэффициенты трения равны.

Характерно, что тело не начнет двигаться до тех пор, пока величина напряжения не превысит некоторого предельного значения.

Вместе с тем рассматриваемое тело может двигаться с любой скоростью, когда приложенное усилие достигнет или превысит величину, соответствующую предельному напряжению.

Простые модели Максвелла и Кельвина—Фойгта. Основываясь на этих трех механических элементах, можно рассмотреть поведение нескольких типов более сложных жидкостей.

Модель Максвелла. Максвелл в 1884 г. предложил для описания свойств реальных тел модель, состоящую из идеальной пружины и вязкого элемента, соединенных последовательно (рис. 1.11). Как только к такой модели прикладывается напряжение τ, пружина мгновенно растягивается. Под действием того же напряжения поршень начинает двигаться в жидкости с постоянной скоростью, пока величина τ поддерживается постоянной.

Общая деформация, таким образом, будет равна сумме деформации пружины и деформации, обусловленной перемещением.

Для вывода реологического уравнения состояния рассмотрим геометрический, кинематический и физический аспекты задачи.



Рис. 1.11. Простая модель Максвелла

1. Геометрический аспект. Применим метод сечения. Для того чтобы система находилась в равновесии, необходимо отброшенную часть заменить силой. Из рассмотрения равновесия тела имеем [7]:

$$\tau = \tau_H; \tag{1.63}$$

$$\tau = \tau_N, \tag{1.64}$$

где τ_H — напряжение элемента Гука; τ_N — напряжение элемента Ньютона.

2. Кинематический аспект. Общая деформация тела равна сумме деформации элементов Гука и Ньютона:

$$\gamma_\Sigma = \gamma_H + \gamma_N. \tag{1.65}$$

3. Физический аспект. Рассмотрим взаимосвязь деформации и напряжения в каждом элементе:

для элемента Гука

$$\tau = G\gamma_H,$$

$$\gamma_H = \frac{\tau_H}{G} = \frac{\tau}{G}; \tag{1.66}$$

для элемента Ньютона

$$\tau_N = \mu\dot{\gamma}_N,$$

$$\dot{\gamma}_N = \frac{\tau_N}{\mu} = \frac{\tau}{\mu}. \tag{1.67}$$

Дифференцируя уравнение (1.65) по времени, получим:

$$\dot{\gamma}_\Sigma = \frac{d\gamma_\Sigma}{dt} = \frac{d\gamma_H}{dt} + \frac{d\gamma_N}{dt} = \dot{\gamma}_H + \dot{\gamma}_N. \tag{1.68}$$

Из закона Гука для сдвига [уравнение (1.66)] имеем:

$$\dot{\gamma}_H = \frac{d\gamma_H}{dt} = \frac{1}{G}\frac{d\tau_H}{dt} = \frac{1}{G}\frac{d\tau}{dt}. \tag{1.69}$$

Из уравнения Ньютона получим [см. уравнение (1.67)]:

$$\dot{\gamma}_N = \frac{d\gamma_N}{dt} = \frac{\tau_N}{\mu} = \frac{\tau}{\mu}. \tag{1.70}$$

С учетом (1.69) и (1.70) из выражения (1.68) получим следующее реологическое уравнение тела Максвелла:

$$\dot{\gamma}_\Sigma = \frac{1}{G}\frac{d\tau}{dt} + \frac{\tau}{\mu}. \tag{1.71}$$

Для исследования поведения тела при деформировании необходимо решить дифференциальное уравнение (1.71). Для этого рассмотрим следующие режимы деформирования.

А. Постоянная деформация. В этом случае $d\gamma_\Sigma/dt = 0$. Тогда уравнение (1.71) приводится к следующему виду:

$$\frac{d\tau}{dt} = -\frac{G}{\mu}dt, \tag{1.72}$$

откуда интегрированием получаем:

$$\int_{\tau_0}^{\tau}\frac{d\tau}{\tau} = -\frac{G}{\mu}\int_0^t dt; \qquad \ln\frac{\tau}{\tau_0} = -\frac{G}{\mu}t;$$

$$\tau = \tau_0 \exp\left(-\frac{G}{\mu}t\right), \tag{1.73}$$

где τ_0 — напряжение, которое существовало в момент прекращения деформации.

Таким образом, напряжение τ уменьшается в e раз (~ на 37 %) (рис. 1.12, *а*) по сравнению с первоначальным значением за время, при котором

$$Gt/\mu = 1. \tag{1.74}$$

Выражение $\lambda_p = \mu/G$ имеет размерность времени и называется *временем релаксации напряжения.*

Б. Постоянное напряжение, т. е. τ = const и $d\tau/dt = 0$. Тогда уравнение (1.71) имеет вид:

$$\dot{\gamma}_\Sigma = \frac{d\gamma_\Sigma}{dt} = \frac{\tau}{\mu}. \tag{1.75}$$

Интегрирование последнего уравнения дает нам следующее выражение:

$$\gamma_\Sigma = \frac{\tau}{\mu}t + C. \tag{1.76}$$

Постоянная интегрирования C находится из начального условия $\gamma = \gamma_0$ при $t = 0$, откуда $C = \gamma_0$. Тогда

$$\gamma_\Sigma = \gamma_0 + \frac{\tau}{\mu}t. \tag{1.77}$$

Графическая иллюстрация уравнения (1.76) приведена на рис. 1.12, *б*.

Такое поведение рассматриваемого тела объясняется тем, что пружина в момент приложения напряжения немедленно удлиняется до своей конечной длины. После этого движение всей системы зависит только от поведения вязкого элемента.

Если к телу Максвелла приложена знакопеременная нагрузка, то при достаточно высокой частоте изменения напряжения поршень практически не будет перемещаться и тело в целом проявит только упругие свойства, т. е. превратится в идеально упругое тело.

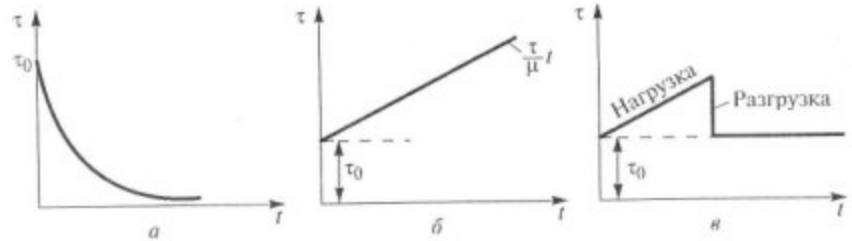


Рис. 1.12. Графическая иллюстрация поведения тела Максвелла при различных режимах деформирования:

а – постоянная деформация; *б* – постоянное напряжение; *в* – полное снятие напряжения

В. Полное снятие напряжения. В этом случае $\tau = 0$, а $d\tau/dt \neq 0$. Тогда из уравнения (1.71) получим:

$$\frac{d\gamma_\Sigma}{dt} = \frac{1}{G}\frac{d\tau}{dt}, \tag{1.78}$$

или

$$G\dot{\gamma}_\Sigma = \tau. \tag{1.79}$$

Уравнение (1.79) представляет собой результат дифференцирования уравнения Гука, т.е.

$$\gamma = \frac{\tau}{G}.$$

Графическая иллюстрация поведения тела Максвелла представлена на рис. 1.12, *в*.

Пружина мгновенно сокращается до своей первоначальной длины, а поршень останавливается. В результате тело в целом остается деформированным на величину, равную перемещению поршня вязкого элемента. Поэтому тело Максвелла иногда называют «жидкообразным».

Модель Максвелла описывает только мгновенную упругость, не наблюдаемую в реальных полимерных материалах.

Модель Кельвина—Фойгта. Это тело можно представить состоящим из вязкого и упругого элементов, соединенных не последовательно, а параллельно.

Под действием приложенного постоянного напряжения тело начнет деформироваться, т.е. вначале пружина растянута незначительно, ее реакция относительно мала и большая часть напряжения приходится на вязкий элемент. Для получения реологического уравнения тела Кельвина—Фойгта опять рассмотрим геометрический, кинематический и физический аспекты задачи.

Из геометрического рассмотрения задачи имеем (рис. 1.13):

$$\tau_\Sigma = \tau_N + \tau_H; \tag{1.80}$$

из кинематического:

$$\gamma_\Sigma = \gamma_H = \gamma_N; \tag{1.81}$$

из физического:

$$\tau_H = \gamma_H G = \gamma_\Sigma G;$$

$$\tau_N = \mu\dot{\gamma}_N = \mu\frac{d\gamma_\Sigma}{dt}. \tag{1.82}$$

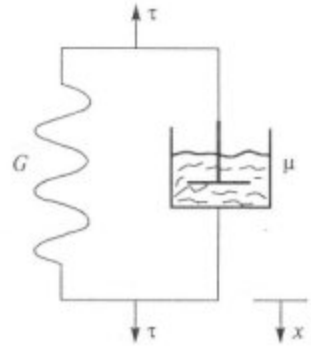


Рис. 1.13. Простая модель Кельвина— Фойгта

С учетом выражения (1.82) из уравнения (1.80) получим:

$$\tau_\Sigma = \gamma_H G + \mu\dot{\gamma}_N = \gamma_\Sigma G + \mu\frac{d\gamma_\Sigma}{dt}, \qquad (1.83)$$

или

$$\frac{\tau}{G} = \gamma_\Sigma + \frac{\mu}{G}\dot{\gamma}_\Sigma. \qquad (1.84)$$

Выражение (1.84) является реологическим уравнением простой модели Кельвина—Фойгта.

Для исследования поведения простой модели Кельвина—Фойгта при произвольных режимах нагружения необходимо решить последнее дифференциальное уравнение. Для этого рассмотрим режим деформирования при постоянном напряжении (ползучесть), т. е. $\tau = \tau_0 = \text{const}$.

Тогда уравнение (1.84) примет следующий вид:

$$\frac{d\gamma_\Sigma}{dt} = \frac{\tau_0}{\mu} - \frac{\lambda_\Sigma}{\mu}G = -\frac{G}{\mu}\left(\gamma_\Sigma - \frac{\tau_0}{G}\right), \qquad (1.85)$$

или

$$\frac{1}{\gamma_\Sigma - \tau_0/G}d\left(\gamma_\Sigma - \tau_0/G\right) = -\frac{G}{\mu}dt. \qquad (1.86)$$

Интегрированием уравнения (1.85) в пределах от γ_0 до γ_Σ получим:

$$\int_{\gamma_0}^{\gamma_\Sigma}\frac{1}{\gamma_\Sigma - \tau_0/G}d\left(\gamma_\Sigma - \tau_0/G\right) = -\frac{G}{\mu}\int_0^t dt,$$

откуда

$$\ln\frac{\gamma_\Sigma - \tau_0/G}{\gamma_0 - \tau_0/G} = -\frac{G}{\mu}t\ln e,$$

или

$$\gamma_\Sigma = \gamma_0 e^{-\frac{G}{\mu}t} + \frac{\tau_0}{G}\left(1 - e^{-\frac{G}{\mu}t}\right). \qquad (1.87)$$

Уравнение (1.87) характеризует изменение величины деформации во времени при постоянном напряжении.

Из этого уравнения следует, что при $t = 0$, $\gamma = \gamma_0$, а при $t = \infty$ $\gamma_\Sigma = \tau_0/G$, т. е. простая модель Кельвина—Фойгта ведет себя как модель Гука.

Графическая иллюстрация уравнения (1.87) представлена на рис. 1.14.

При разгрузке (мгновенное снятие приложенного напряжения) имеем:

$$\tau_0 = 0.$$

Тогда уравнение (1.87) принимает вид

$$\gamma_\Sigma = \gamma_0 e^{-\frac{G}{\mu}t}, \qquad (1.88)$$

т. е. деформация определяется первым членом уравнения (1.87) (рис. 1.14, *б*).

При постоянной деформации $\gamma_\Sigma = \gamma_0 = \text{const}$, т. е. $d\gamma_\Sigma/dt = 0$. Тогда уравнение (1.84) принимает вид

$$\frac{d\gamma_\Sigma}{dt}\frac{G}{\mu}\left(\frac{\tau}{G} - \gamma_\Sigma\right) = 0, \qquad (1.89)$$

откуда

$$\gamma_\Sigma = \frac{\tau}{G},$$

т. е. реологическое уравнение вырождается в закон Гука. Но в отличие от элемента Гука конечная равновесная величина деформации при приложении напряжения достигается не мгновенно, а по достижении определенного времени. После снятия нагрузки деформация исчезает не мгновенно, а постепенно (рис. 1.14, *а*).

Это явление называется *запаздывающей деформацией*, или *упругим последействием*, а отношение $\mu/G = t_3$, имеющее размерность времени, — *временем запаздывания*.

Обобщенные модели Максвелла и Кельвина—Фойгта. Простые модели Максвелла и Кельвина—Фойгта не всегда оказываются достаточными для исчерпывающего описания поведения реальных полимерных материалов. Чтобы распространить данные модели на более сложные системы, близкие к реальным жидкостям, оказывается удобным рассматривать ряд простых максвелловских элементов, соединенных параллельно, либо в последователь-

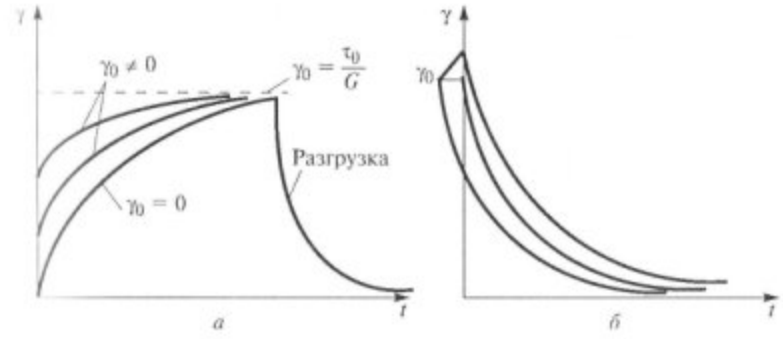
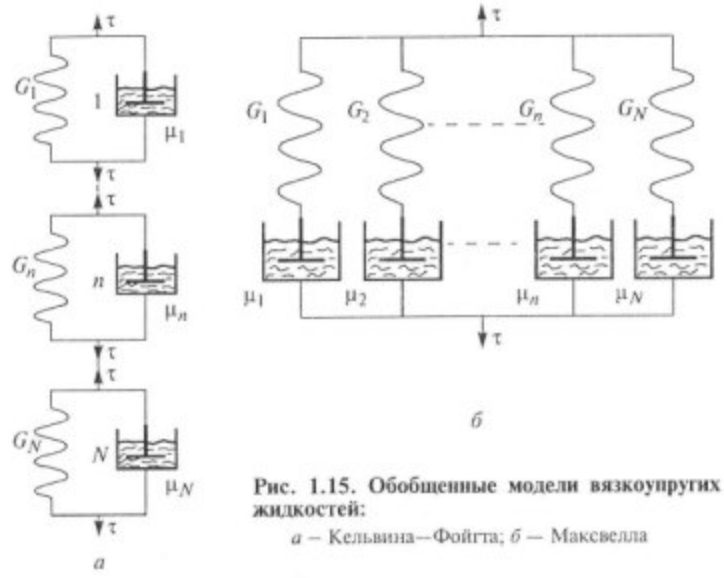


Рис. 1.14. **Графическая иллюстрация поведения простой модели Кельвина—Фойгта при различных режимах деформирования:**

а — деформирование при постоянном напряжении; *б* – мгновенное снятие напряжения



а *б*

Рис. 1.15. Обобщенные модели вязкоупругих жидкостей:

а – Кельвина–Фойгта; *б* — Максвелла

ную цепь фойгтовских элементов (рис. 1.15, *а, б*). Такое соединение используется потому, что параллельно соединенные максвелловские элементы проявляют те же свойства, что и одиночный элемент Максвелла, и последовательное соединение элементов Фойгта ведет себя подобно простому фойгтовскому элементу.

Реологическое уравнение обобщенной модели Максвелла находится из рассмотрения системы, состоящей из N параллельно соединенных максвелловских элементов (рис. 1.15, *б*).

Для n-го элемента связь между напряжением и деформацией выражается в виде

$$\dot{\gamma}_n = \frac{\tau_n}{\mu_n} + \frac{1}{G_n}\frac{d\tau_n}{dt}, \qquad (1.90)$$

где τ_n – напряжение сдвига n-го элемента; μ_n – вязкость n-го элемента; G_n – модуль сдвига n-го элемента.

Полное напряжение $\tau(t)$ будет суммой отдельных составляющих:

$$\tau(t) = \sum_{n=1}^{N} \tau_n(t). \qquad (1.91)$$

Следовательно, если рассмотреть систему из N элементов, подвергнутую в начальный момент времени ($t = 0$) деформации γ_0, остающейся затем неизменной, то убывание напряжения во времени

будет происходить в соответствии с уравнением (1.73)

$$\tau(t) = \gamma_0 \sum_{n=1}^{N}\left(G_n e^{-\frac{G_n}{\mu}t}\right) = \gamma_0 \sum_{n=1}^{N}\left(G_n e^{-\frac{t}{\lambda_{pn}}}\right), \qquad (1.92)$$

где λ_{pn} – время релаксации n-го элемента обобщенной модели Максвелла.

В пределе, когда $N = \infty$, константы G_n и λ_{pn} заменяются функцией распределения $G(\lambda_p)$, которая представляет собой модуль упругости, связанный со временем релаксации λ_p.

Следовательно, при $N = \infty$ получается зависимость

$$\tau(t) = \gamma_0 \int_0^{\infty} G(\lambda_p) e^{-\frac{t}{\lambda_p}} d\lambda_p, \qquad (1.93)$$

представляющая собой реологическое уравнение обобщенной максвелловской жидкости. Для обобщенной максвелловской модели вводится понятие *функции релаксации* $\psi(t)$ вязкоупругого материала, определяемой как отношение напряжения, выраженного в виде функции от t, к начальной деформации при условии, что материал подвергнут мгновенной деформации γ_0 в момент времени $t = 0$:

$$\psi(t) = \tau(t)/\gamma_0. \qquad (1.94)$$

Тогда для обобщенного максвелловского тела получаем:

$$\psi(t) = \int_0^{\infty} G(\lambda_p) e^{-\frac{t}{\lambda_p}} d\lambda_p. \qquad (1.95)$$

Величину $G(\lambda_p)$ можно определить из релаксационных измерений. Реологическое уравнение обобщенной модели Кельвина—Фойгта получается аналогичным образом. Для этого рассмотрим последовательную цепь из N фойгтовских элементов (рис. 1.15, *а*).

В модели Кельвина—Фойгта n-й элемент характеризуется модулем сдвига G_n и вязкостью μ_n. Тогда время запаздывания этого элемента $\lambda_{зп}$ равно μ_n/G_n. Пусть напряжение τ_0, внезапно приложенное в начальный момент ($t = 0$), остается затем неизменным.

Для n-го элемента из формулы (1.87) с учетом того, что $\gamma_0 = -\tau_0/G_n$, получим:

$$\gamma_n(t) = \frac{\tau_0}{G_n}\left(1 - e^{-\frac{t}{\lambda_{зп}}}\right). \qquad (1.96)$$

Полное смещение системы γ будет суммой деформаций отдельных элементов:

$$\gamma(t)=\tau_0\sum_{n=1}^{N}\left[\frac{1}{G_n}\left(1-e^{-\frac{t}{\lambda_{зп}}}\right)\right]. \qquad (1.97)$$

Обычно принято обозначать $1/G_n = I_n$, где I_n — *податливость сдвигу*.

Тогда

$$\gamma(t)=\tau_0\sum_{n=1}^{N}\left[I_n\left(1-e^{-\frac{t}{\lambda_{зп}}}\right)\right]. \qquad (1.98)$$

При $N=\infty$ приходим к бесконечной цепи элементов, для которой времена запаздывания изменяются непрерывно от нуля до бесконечности. Конечное число постоянных для элементов I_n, $\lambda_{зп}$ теперь заменяется функцией распределения $I(\lambda_{зп})$, которая представляет собой упругую податливость, связанную с временем запаздывания $\lambda_{зп}$, рассматриваемым как непрерывный параметр. Обычно эту функцию называют *распределением времени запаздывания*.

При переходе к пределу $N\to\infty$ уравнение (1.49) записывается в виде

$$\gamma(t)=\tau_0\int_0^{\infty} I(\lambda_{зп})\left(1-e^{-\frac{t}{\lambda_{зп}}}\right)d\lambda_{зп}. \qquad (1.99)$$

Использование понятий функций распределения времени и распределения податливости $I(\lambda_{зп})$ весьма упрощает описание реологического поведения материала. Такой метод нашел успешное применение при изучении аморфных линейных полимеров.

Для обобщения фойгтовской модели вводится понятие *функции ползучести* вязкоупругого материала, определяемой как отношение деформации, выраженной в виде функции от t, к напряжению при условии, что к материалу после релаксации внезапно приложено постоянное по величине напряжение.

Если деформация $\gamma(t)$ получается после приложения напряжения τ_0 в начальный момент времени ($t=0$), то функция ползучести будет равна:

$$\varphi(t)=\frac{\gamma(t)}{\tau_0}. \qquad (1.100)$$

Тогда из уравнения (1.99) для обобщенной модели Фойгта получим:

$$\varphi(t)=\int_0^{\infty} I(\lambda_{зп})\left(1-e^{-\frac{t}{\lambda_{зп}}}\right)d\lambda_{зп}, \qquad (1.101)$$

и распределение времени запаздывания $I(\lambda_{зп})$ можно определить на основе найденной экспериментальным путем ползучести $\varphi(t)$.

Кроме рассмотренных выше существует еще множество смешанных моделей (тела Бюргерса, Пойнтинга—Томпсона, Шведова—Бингама и др.), предложенных различными исследователями для описания поведения реальных тел.

1.8. ТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТЕЙ ЧЕРЕЗ КАНАЛЫ ПРОСТОЙ ГЕОМЕТРИЧЕСКОЙ ФОРМЫ

1.8.1. ТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТИ ЧЕРЕЗ ПЛОСКУЮ НЕОГРАНИЧЕННУЮ ЩЕЛЬ

При выводе основных расчетных уравнений предполагаем, что:

1) жидкость несжимаемая, с произвольной кривой течения

$$\dot{\gamma}=f(\tau),$$

смачивает стенки канала;

2) жидкость высоковязкая, массовыми силами пренебрегаем;

3) процесс изотермический;

4) влиянием боковых стенок канала пренебрегаем. Предполагаем также, что давление является функцией только координаты z, т. е., что $p=p(z)$, и поэтому градиент давления $\mathrm{d}p/\mathrm{d}z=\mathrm{const}$ (рис. 1.16, *а*).

Рассмотрим при этих условиях баланс сил, действующих на элемент жидкости единичной ширины, толщиной $2y$ и длиной $\mathrm{d}z$ (см. рис. 1.16, *а*).

Проектируя действующие силы на ось z, получим:

$$p2y\cdot 1-(p+\mathrm{d}p)2y\cdot 1+2\tau\mathrm{d}z\cdot 1=0,$$

откуда

$$\tau=\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z}y, \qquad (1.102)$$

где p — давление жидкости; $\mathrm{d}p/\mathrm{d}z$ — градиент давления в направлении оси z; h — высота канала; $\tau=\tau_{yz}$ — напряжение сдвига в плоскости, перпендикулярной оси y, в направлении оси z.

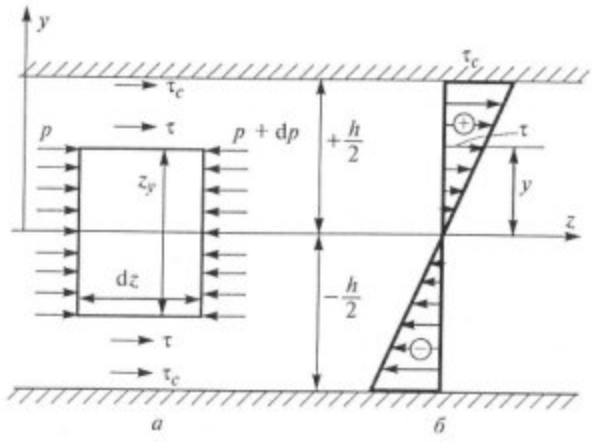


Рис. 1.16. К анализу процесса течения в плоской неограниченной щели

Из уравнения (1.102) следует, что в плоской неограниченной щели напряжение сдвига изменяется линейно по высоте канала (рис. 1.16, *б*).

Для жидкостей с произвольной кривой течения имеем следующее реологическое уравнение:

$$\dot{\gamma} = \frac{dv}{dy} = f(\tau), \tag{1.103}$$

где v — текущая скорость жидкости.

Интегрированием уравнения (1.103) получим:

$$\int_0^v dv = \int_{h/2}^{y} f(\tau)dy. \tag{1.104}$$

Для ньютоновской жидкости с реологическим уравнением

$$\dot{\gamma} = f(\tau) = \tau/\mu \tag{1.105}$$

имеем:

$$v = \frac{1}{\mu}\int_{h/2}^{y} \tau dy. \tag{1.106}$$

С учетом (1.102) для напряжения сдвига получим следующее выражение для скорости жидкости в плоской неограниченной щели:

$$v = \frac{1}{\mu}\frac{dp}{dz}\int_{h/2}^{y} y dy = \frac{1}{2\mu}\frac{dp}{dz}\left[y^2 - \left(\frac{h}{2}\right)^2\right]. \tag{1.107}$$

Для жидкости, подчиняющейся степенному закону вязкости, имеем [см. уравнение (1.26)]:

$$\dot{\gamma} = f(\tau) = a\tau^k. \tag{1.108}$$

Совместным решением уравнений (1.108) и (1.104), с учетом выражения для напряжения сдвига (1.102), получим:

$$v = a\int_{h/2}^{y} \tau^k dy = a\left(\frac{dp}{dz}\right)^k \int_{h/2}^{y} y^k dy = a\left(\frac{dp}{dz}\right)^k \frac{1}{k+1}\left[y^{k+1} - \left(\frac{h}{2}\right)^{k+1}\right]. \tag{1.109}$$

Для бингамовских жидкостей

$$f(\tau) = \frac{\tau - \tau_т}{\eta_p} \quad \text{при } \tau > \tau_т;$$

$$f(\tau) = 0 \qquad \text{при } \tau \le \tau_т.$$

Из уравнения (1.104) получим:

$$v = \int_{h/2}^{y} f(\tau)dy = \int_{h/2}^{y} \frac{\tau - \tau_т}{\eta_p} dy = \int_{h/2}^{y} \frac{\frac{dp}{dz}y - \tau_т}{\eta_p} dy =$$

$$= \frac{1}{\eta_p}\frac{dp}{dz}\left[\frac{y^2}{2} - \left(\frac{h}{2}\right)^2\right] - \frac{\tau_т}{\eta_p}\left(y - \frac{h}{2}\right). \tag{1.110}$$

Расход жидкостей (производительность) через неограниченную плоскую щель находится интегрированием скорости по поперечному сечению рассматриваемого канала:

$$Q = 2B\int_0^{h/2} v dy = 2B\left[v y\Big|_0^{h/2} - \int_0^{h/2} y dv\right], \tag{1.111}$$

где B — ширина щели.

Первый член правой части уравнения (1.111) равен нулю, так как при $y = h/2$ $v = 0$ (из условия смачиваемости стенок).

Кроме того,

$$dv = f(\tau)dy \tag{1.112}$$

[см. уравнение (1.103)].

Для нахождения выражения дифференциала dy обратимся к рис. 1.16, *б*, на котором представлен график изменения напряжения сдвига по высоте канала, откуда следует (из подобия треугольников), что

$$\frac{y}{h/2} = \frac{\tau}{\tau_c},$$

или

$$y = \frac{h}{2}\frac{\tau}{\tau_c}, \tag{1.113}$$

где τ_c – напряжение сдвига на стенках канала.

Из последнего выражения получим:

$$dy = \frac{h}{2}\frac{d\tau}{\tau_c}. \tag{1.114}$$

С учетом выражений (1.112) и (1.114) уравнение (1.111) приводится к следующему виду:

$$Q = -\frac{1}{2}\frac{Bh^2}{\tau_c^2}\int_0^{\tau_c}\tau f(\tau)d\tau = -\frac{Bh^2}{2\tau_c^2}\int_0^{\tau_c}\tau f(\tau)d\tau. \tag{1.115}$$

Для ньютоновских жидкостей $f(\tau) = \tau/\mu$, т. е.

$$Q = -\frac{Bh^2}{2\tau_c^2}\int_0^{\tau_c}\frac{\tau^2}{\mu}d\tau = -\frac{Bh^2}{6}\frac{\tau_c}{\mu}, \tag{1.116}$$

или с учетом, что

$$\tau_c = \frac{dp}{dz}\frac{h}{2}, \tag{1.117}$$

окончательно получим:

$$Q = -\frac{Bh^3}{12\mu}\frac{dp}{dz}. \tag{1.118}$$

В случае течения через плоскую щель степенной жидкости, для которой $f(\tau) = \alpha\tau^k$, из уравнения (1.115) следует:

$$Q = -\frac{Bh^2}{2\tau_c^2}\int_0^{\tau_c}a\tau^{k+1}d\tau = -\frac{aBh^2}{2\tau_c^2}\frac{\tau_c^{k+2}}{k+2} = -\frac{aBh^{k+2}}{(k+2)\cdot 2^{k+1}}\left(\frac{dp}{dz}\right)^k. \tag{1.119}$$

Для каналов постоянных размеров при стационарном течении можно принять, что

$$\frac{dp}{dz} = \frac{\Delta p}{L}.$$

Тогда из уравнения (1.119) получим:

$$Q = -\frac{aBh^{k+2}}{(k+2)\cdot 2^{k+1}}\frac{\Delta p^k}{L^k}, \tag{1.120}$$

где Δp – перепад давления в плоской шели.

Для бингамовской жидкости, для которой $f(\tau) = (\tau - \tau_т)/\eta_p$, при $\tau \geq \tau_т$ $f(\tau) = 0$, при $\tau \leq \tau_т$ из уравнения (1.115) получим:

$$Q = -\frac{Bh^2}{2\tau_c^2}\left[\int_0^{\tau_т}\tau f(\tau)d\tau + \int_{\tau_т}^{\tau_c}\tau f(\tau)d\tau\right]. \tag{1.121}$$

Первый член правой части уравнения (1.121)равен нулю, так как $f(\tau) = 0$ при $\tau \leq \tau_т$ [7].

Поэтому

$$Q = -\frac{Bh^2}{2\tau_c^2}\frac{1}{\eta_p}\int_{\tau_т}^{\tau_c}\left(\tau^2 - \tau\tau_т\right)d\tau = -\frac{Bh^2}{2\tau_c^2\eta_p}\left(\frac{\tau_c^3 - \tau_т^3}{3} - \frac{\tau_т\tau_c^2 - \tau_c^3}{2}\right) =$$

$$= -\frac{Bh^3}{12\eta_p}\frac{dp}{dz}\left[1 + \frac{1}{2}\left(\frac{\tau_т}{\frac{dp}{dz}\frac{h}{2}}\right)^3 - \frac{3}{2}\left(\frac{\tau_т}{\frac{dp}{dz}\frac{h}{2}}\right)\right]. \tag{1.122}$$

1.8.2. ТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТИ ЧЕРЕЗ ЦИЛИНДРИЧЕСКИЕ КАНАЛЫ

При общепринятых допущениях в отношении ньютоновской жидкости (изотермичность и ламинарность процесса, пренебрежение массовыми и инерционными силами, несжимаемость жидкости, смачиваемость стенки) из рассмотрения баланса сил, действующих на элемент жидкости толщиной dr и длиной dz (см. рис. 1.17), получим:

$$p\pi r^2 + 2\pi r\tau dz - (p + dp)\pi r^2 = 0,$$

откуда

$$\tau = \frac{dp}{dz}\frac{r}{2}, \tag{1.123}$$

где r – текущий радиус.

При $r = R$ из уравнения (1.123) получим выражение для напряжения сдвига на стенке канала:

$$\tau_c = \frac{dp}{dz}\frac{R}{2}, \tag{1.124}$$

где R – радиус канала.

Графическая иллюстрация уравнения (1.124) представлена на рис. 1.17. Из него следует, что:

$$\tau/\tau_c = r/R, \tag{1.125}$$

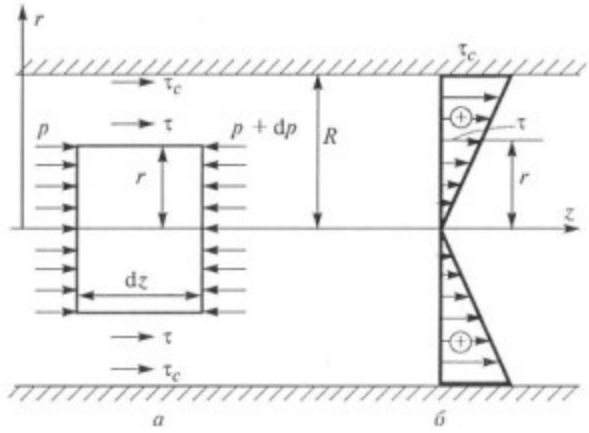


Рис. 1.17. К анализу процесса течения в цилиндрическом канале

откуда

$$r = \frac{\tau}{\tau_c} R. \tag{1.126}$$

Для жидкостей с произвольной кривой течения имеем следующее реологическое уравнение:

$$\dot{\gamma} = \frac{dv}{dr} = f(\tau), \tag{1.127}$$

которое при интегрировании дает:

$$\int_0^v dv = \int_R^r f(\tau) dr. \tag{1.128}$$

Откуда для ньютоновской жидкости [см. уравнение (1.105)] скорость потока в цилиндрическом канале равна

$$v_z = \int_R^r \frac{\tau}{\mu} dr. \tag{1.129}$$

С учетом уравнения (1.123) получим:

$$v_z = -\frac{1}{4\mu}\frac{dp}{dz} R^2 \left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right], \tag{1.130}$$

откуда следует, что распределение скорости для ньютоновской жидкости при напорном ее течении в цилиндрическом канале является квадратной функцией от радиуса R.

Для степенной жидкости [см. уравнение (1.108)] с учетом выражения (1.123) из уравнения (1.128) следует:

$$v = \int_R^r a\tau^k dr = \int_R^r a\left(\frac{dp}{dz}\frac{r}{2}\right)^k dr = -\frac{1}{a(k+1)}\left(\frac{dp}{dz}\right)^k \frac{R^{k+1}}{2^k}\left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^{k+1}\right]. \tag{1.131}$$

Для бингамовской жидкости, реологическое уравнение которой описывается формулой (1.24), имеем:

$$v = \int_R^r \frac{\tau - \tau_т}{\eta_p} dr = \int_R^r \frac{\frac{r}{2}\frac{dp}{dz} - \tau_т}{\eta_p} dr = \frac{\tau_т}{\eta_p}(R - r) - \frac{1}{4\eta_p}\frac{dp}{dz}\left(R^2 - r^2\right). \tag{1.132}$$

Выражение для расхода жидкостей через круглый канал находим путем интегрирования скорости потока по поперечному сечению канала:

$$Q = \int_0^R v 2\pi r dr = \pi \int_0^R v dr^2 = \pi\left[v r^2\Big|_0^R - \int_v^0 r^2 dv\right]. \tag{1.133}$$

Первый член правой части уравнения (1.133), из условия смачиваемости, равен нулю.

Из уравнения (1.127) получим, что

$$dv = f(\tau) dr, \tag{1.134}$$

а dr находится дифференцированием уравнения (1.126):

$$dr = \frac{R}{\tau_c} d\tau. \tag{1.135}$$

Тогда из уравнения (1.133) получим:

$$Q = -\frac{\pi R^3}{\tau_c^3}\int_0^{\tau_c} \tau^2 f(\tau) d\tau. \tag{1.136}$$

Для ньютоновской жидкости с учетом ее реологического уравнения из выражения (1.136) следует:

$$Q = -\frac{\pi R^3}{\tau_c^3}\int_0^{\tau_c} \tau^2 \frac{\tau}{\mu} d\tau = -\frac{\pi R^4}{8\mu}\frac{dp}{dz}. \tag{1.137}$$

С учетом, что в цилиндрическом канале постоянного размера $dp/dz = \Delta p/L$, уравнение расхода для ньютоновской жидкости примет вид (уравнение Пуазейля):

$$Q = -\frac{\pi R^4}{8\mu}\frac{\Delta p}{L}, \tag{1.138}$$

где Δp— перепад давления на длине L цилиндрического канала.

Для жидкости, подчиняющейся степенному закону (1.108), из уравнения (1.136) получим:

$$Q = -\frac{\pi R^3}{\tau_c^3}\int_0^{\tau_c}\tau^2 a\tau^k d\tau = -\frac{\pi a R^3}{\tau_c^3}\frac{\tau_c^{k+3}}{k+3} =$$

$$= -\frac{\pi a R^{k+3}}{2^k (k+3)}\left(\frac{dp}{dz}\right)^k = -\frac{\pi a R^{k+3}}{2^k (k+3)}\left(\frac{\Delta p}{L}\right)^k. \qquad (1.139)$$

При $k = 1$ уравнение (1.139) превращается в уравнение Пуазейля (1.138).

Для бингамовской жидкости с реологическим уравнением, описываемым формулами (1.108) и (1.136), имеем:

$$Q = -\frac{\pi R^3}{\tau_c^3}\left[\int_0^{\tau_T}\tau^2 f(\tau)d\tau + \int_{\tau_T}^{\tau_c}\tau^2 f(\tau)d\tau\right]. \qquad (1.140)$$

Первый член правой части уравнения (1.140) равен нулю, так как при $\tau \le \tau_T$ $f(\tau) = 0$. С учетом этого из данного выражения получим:

$$Q = -\frac{\pi R^3}{\tau_c^3}\int_{\tau_T}^{\tau_c}\tau^2(\tau - \tau_T)d\tau = -\frac{\pi R^3}{4\eta_p}\tau_c\left[1 - \frac{4}{3}\left(\frac{\tau_T}{\tau_c}\right) + \frac{1}{3}\left(\frac{\tau_T}{\tau_c}\right)^4\right]. \qquad (1.141)$$

Расход бингамовской жидкости через круглую трубу можно представить и через перепад давления, заменив для этого напряжение сдвига на стенке следующим его выражением:

$$\tau_c = \frac{\Delta p}{L}\frac{R}{2}. \qquad (1.142)$$

Глава 2

ОДНОШНЕКОВЫЕ ЭКСТРУДЕРЫ

2.1. КОНСТРУКЦИЯ И ПРИНЦИП РАБОТЫ ОДНОШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

Конструкция одношнекового экструдера представлена на рис. 2.1, *а*. Основными конструктивными элементами одношнекового экструдера являются привод, состоящий из электродвигателя *14* и редуктора *1*, связанного муфтой *2* со шнеком *7*, бункера *4*, подшипников *3*, материального цилиндра *8* и формующего инструмента *11*. Все конструктивные элементы экструдера смонтированы на станине *12*.

Перерабатываемый материал поступает из бункера *4* через загрузочную воронку *5* в канал шнека. Шнек вращается внутри корпуса *8*, снабженного износостойкой гильзой *9*. Привод шнека осуществляется от электродвигателя *14* через редуктор *1*. Осевое усилие, возникающее в процессе переработки и действующее на шнек, воспринимается упорным подшипником *3*. Нагрев цилиндра *8* до температуры переработки производится наружными нагревателями *10*. Температура корпуса замеряется и регулируется термопарами *6*, расположенными в каждой зоне. Перерабатываемый материал при движении по винтовому каналу шнека нагревается, пластицируется и в виде расплава продавливается через головку *11*, в которой в отдельных случаях устанавливается пакет сеток. Во избежание прилипания полимера к шнеку в зоне воронки *5* материальный цилиндр *8* охлаждается холодной водой, подаваемой в рубашку *13*.

Возникающие при работе одношнекового экструдера распорные усилия от сопротивления формующего инструмента воспринимаются подшипниковым узлом, различные варианты конструктивного исполнения которого представлены на рис. 2.2. На рис. 2.2, *а* показана конструкция подшипникового узла, где полый вал *5* смонтирован на подшипниках качения в отдельном корпусе *7*. Приводная звездочка *10* вынесена консольно за пределы опор, что создает возможность более компактно разместить опоры. Шнек *1* установлен в сменной гильзе *13*, закрепляемой в корпусе *14*, и упирается в торец вала *5*. Передней опорой вала является крупногабаритный сферический двухрядный роликоподшипник *3*, закрепленный по внутреннему кольцу пружинными кольцами *4*. Наружное кольцо этого подшипника не закреплено, поэтому опора является плавающей.

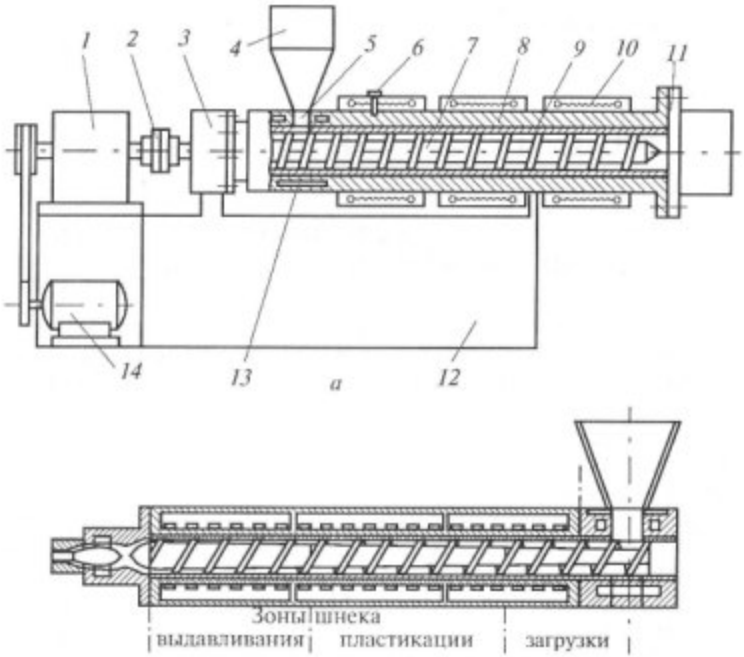


Рис. 2.1. Одношнековый экструдер:

а — конструктивная схема одношнекового экструдера; *б* — типовая схема разделения шнека на основные зоны

Задняя опора, состоящая из двух взаимосвязанных подшипников *6* и *8*, выполнена жесткой, так как перемещение вала *5* слева направо предотвращается радиально-упорным подшипником *6*, а справа налево — наружным кольцом сферического двухрядного роликоподшипника *8*, закрепленного на валу на разрезной втулке *11*. Смазка опор вала производится от насоса. Уплотнение осуществляется манжетами *2* и *9*.

Шнек *1* цилиндрическим хвостовиком входит в расточку вала *5* и крепится в ней посредством металлического стержня (на рисунке не показан). Во вращение шнек *1* приводится закладными шпонками *12*, закрепленными на валу *5*.

На рис. 2.2, *б* показана конструкция подшипникового узла, где вал *5* смонтирован на двух радиальных сферических двухрядных роликоподшипниках *2* и *6*, между которыми установлен упорный роликоподшипник *4* с коническими роликами.

Подшипники *2* и *6* воспринимают радиальные нагрузки от звездочки *7*, осуществляющей передачу крутящего момента на вал с по-

мощью трехрядной втулочно-роликовой цепи. Внутри полого вала *5* на шпонке *10* установлен шнек *1*, зафиксированный от осевых смещений посредством пружинного кольца *9* и гайки *8*. Осевые усилия, возникающие при работе экструдера, передаются торцом шнека на гайку *8* и далее через фланец вала *5* — на упорный подшипник *4*. Смазка опор — консистентная, периодическая, от шприц-масленки *3*. Охлаждение шнека в процессе работы осуществляется водой, подаваемой от водопровода через уплотнение в трубу *11*.

В подшипниковом узле, представленном на рис. 2.2, *в*, вращение шнека осуществляется выходным валом редуктора, установ-

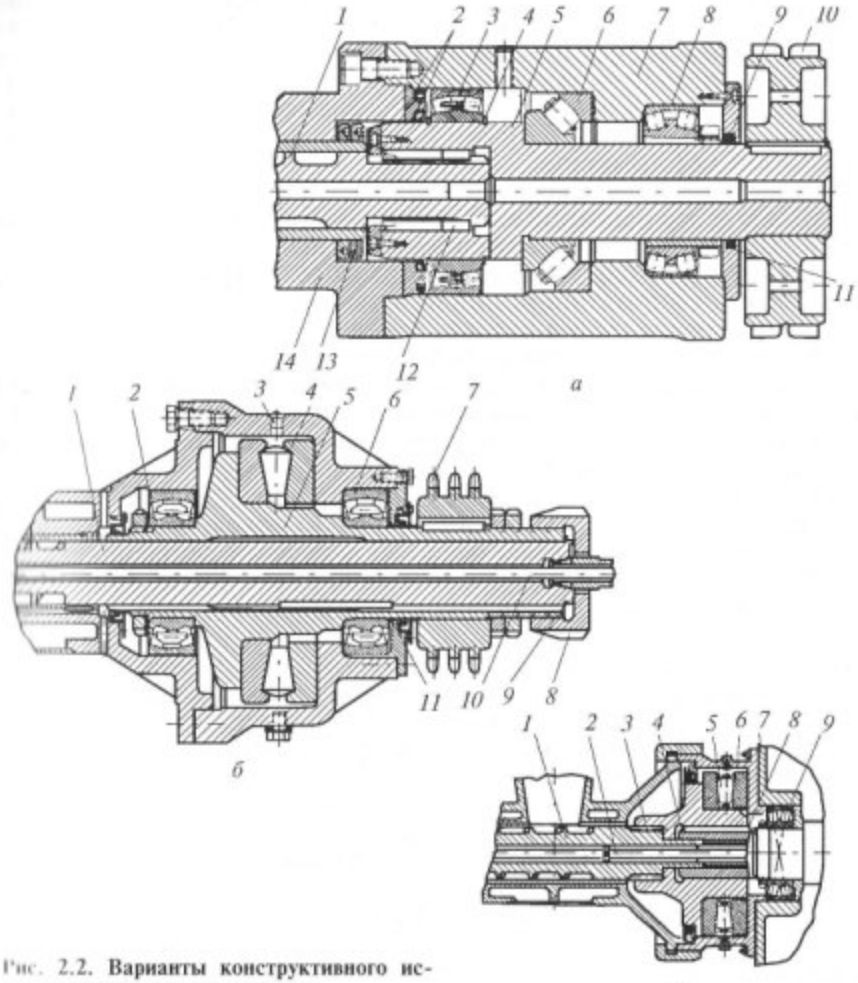


Рис. 2.2. Варианты конструктивного исполнения подшипникового узла

ленным на радиальные сферические двухрядные роликоподшипники *9*. На левом конце вала имеется цилиндрическая центрирующая шейка *4* со шпонкой, на которую устанавливается специальная втулка *3*. Осевые усилия передаются упорным заплечиком шнека *1* на втулку *3* и воспринимаются упорным подшипником *5* с коническими роликами, установленными в промежуточном корпусе *6*, закрепленном на корпусе редуктора *7*. Передача крутящего момента от вала *4* на шнек *1* осуществляется посредством эвольвентных шлицев, выполненных во втулке *3* и на правом конце шнека. Осевые смещения шнека ограничиваются упорным заплечиком шнека и тягой *8*, ввинченной в его хвостовую часть. Внутри тяги *8* имеется сквозное отверстие, через которое проходит труба *2*, подводящая охлаждающую воду. Отвод воды осуществляется через кольцевой зазор между трубой и внутренней расточкой.

2.1.1. ШНЕКИ

Шнек — это основной конструктивный элемент шнековых машин. Шнек должен транспортировать исходный материал (порошкообразный или гранулированный) от загрузочной воронки, перемешивать, пластицировать и равномерно без пульсации подавать его в виде расплава к головке.

На рис. 2.1, *б* представлена наиболее распространенная типовая схема разделения шнека на основные зоны: зоны питания (загрузки), сжатия (пластикации) и дозирования (выдавливания).

В зоне питания происходит прием сыпучего материала, транспортирование и его частичное перемешивание.

В этой зоне винтовой канал (пространство между винтами, корпусом цилиндра и сердечником шнека) исполняется большего объема. Эта зона составляет около 30 % рабочей длины шнека.

В зоне сжатия глубина канала плавно уменьшается до глубины дозирующей зоны. По мере приближения к зоне дозирования для компенсации изменений объемной плотности и насосного КПД при переходе полимера из твердого в расплавленное состояние площадь поперечного сечения винтового канала шнека, а следовательно, и объем винтового канала уменьшается. Это уменьшение площади поперечного сечения достигается за счет уменьшения глубины канала шнека или шага, или за счет того и другого. Длина этой зоны колеблется в широких пределах (40—70 % рабочей длины шнека) и зависит от назначения шнека.

В зоне дозирования происходит образование готового расплава и его гомогенизация, создание давления, обеспечивающего продавливание расплава через головку. Эта зона обычно составляет около 30 % длины шнека. При проектировании шнеков следует учитывать, что от конструкции, размеров и формы геометрических элементов шнека, а также от их механической и термической обработки зависят производительность и долговечность машины в целом.

Основными геометрическими параметрами шнеков являются: степень сжатия, диаметр, длина нарезки, шаг, глубина винтового канала, число витков нарезки шнека.

Практикой установлено, что при неизменном диаметре и длине нарезки шнека режим работы шнековой машины зависит от профиля и закона изменения объема винтового канала по длине шнека. При этом для различных типов полимеров профиль винтового канала подбирается экспериментальным путем.

Геометрическая компрессия, или геометрическая степень сжатия, есть отношение объемов винтового канала одного витка шнека в зонах загрузки и дозирования.

Для каналов переменной глубины и постоянного шага геометрическая степень сжатия определяется как отношение разности квадратов наружных и внутренних диаметров шнеков в соответствующих зонах [1—3]:

$$\xi = \frac{D_1^2 - d_1^2}{D_2^2 - d_2^2}, \qquad (2.1)$$

где D_1, D_2 — наружные диаметры шнека в зонах загрузки и дозирования; d_1, d_2 — диаметры сердечника шнека в этих зонах.

Для различных полимерных материалов геометрическая степень сжатия различна и ориентировочно может выбираться по следующим экспериментальным данным [7—9]:

Полимерные смеси	1:1,5
Гранулированный полиэтилен высокой плотности	1:(2,5÷3)
Порошкообразный полиэтилен высокой плотности	1:(3÷5)
Полиэтилен низкой плотности	1:(2÷2,5)
Поливинилбутираль	1:(2,5÷3)
Поливинилхлорид	1:(2,5÷3)
Фторопласт	1:(5÷6)

Диаметр шнека является основным параметром, характеризующим шнековые машины. С увеличением диаметра шнека увеличивается объемная производительность.

Длина винтового участка шнека определяет в конечном итоге не только габариты машины, но и ее производительность. Увеличение длины нарезанного участка шнека приводит обычно к увеличению производительности, но оно возможно до определенных пределов, за которыми может наступить термодеструкция полимеров и возрасти энергоемкость и металлоемкость машины из-за увеличения времени пребывания расплава полимера в зоне высоких температур и диссипативного тепловыделения.

Длина нарезанного участка шнека выполняется различной для многих разновидностей экструдеров, но не выходит за пределы 15÷30 диаметров шнеков.

Выбор длины рабочей части шнека в указанных пределах оказывается вполне достаточным, чтобы обеспечить нормальный процесс экструзии.

От шага винтовой нарезки шнека зависит напорное усилие, создаваемое шнеком. Большое напорное усилие можно создавать, уменьшая шаг, но при этом уменьшается производительность. Большинство шнеков одношнековых машин изготовляется с постоянным шагом и переменной глубиной нарезки, несмотря на то, что при наличии переменного шага обеспечивается ускоренное перемещение перерабатываемой массы вдоль цилиндра и повышенное давление массы перед входом в формующий инструмент — такие шнеки находят ограниченное применение вследствие трудности их изготовления.

Шаг винтовой линии назначается в следующих пределах:

Для пластмасс ..... $(0{,}7 \div 1{,}5)D$
Для резиновых смесей ..... $(0{,}4 \div 0{,}6)D$

В крупных шнековых фильтр-прессах и грануляторах диаметром 380—450 мм применяются литые конусно-цилиндрические шнеки с переменным шагом, равным $0{,}95D$ в зоне загрузки и $0{,}6D$ в зоне пластикации.

Глубина винтового канала зависит от типа перерабатываемого материала и диаметра шнека. Глубокую нарезку применяют для мягких материалов при низких давлениях. Шнеки с мелкой нарезкой обеспечивают хорошее смешение. Но при этом снижается производительность и повышается давление.

В эксплуатирующихся в настоящее время одношнековых экструдерах глубина винтового канала шнека h колеблется в таких пределах:

Для пластмасс ..... $(0{,}12 \div 0{,}16)D$ (в зоне загрузки)
Для резиновых смесей ..... $(0{,}17 \div 0{,}25)D$

При проектировании шнеков с переменной глубиной винтового канала следует учитывать уменьшение прочности в зоне загрузки, что может привести к деформации шнека в процессе эксплуатации машины.

Для шнеков одношнековых машин толщина витка e принимается в пределах:

Для пластмасс ..... $(0{,}08 \div 0{,}12)D$
Для резиновых смесей ..... $(0{,}06 \div 0{,}08)D$

Меньшая толщина витков у шнеков для переработки резиновых смесей объясняется тем, что резиновые смеси имеют большую вязкость, чем пластмассы, и поэтому уменьшается процент утечки массы через зазоры в процессе переработки. Этот фактор также влияет на производительность одношнековых экструдеров.

2.1.2. СПОСОБЫ СОЕДИНЕНИЯ ШНЕКОВ С ПРИВОДНЫМИ ВАЛАМИ

Шнеки одношнековых экструдеров для переработки пластмасс выполняются сменными, а шнеки для переработки резиновых смесей — постоянными, одновременно выполняющими функции приводного вала. На посадочных поверхностях шнеков для переработки резиновых смесей устанавливаются приводные зубчатые колеса и подшипники, являющиеся опорами шнека.

Шнеки для переработки пластмасс соединяются различными способами с приводным валом, или шпинделем. Эти способы зависят от размеров шнека и величины крутящего момента. Способы соединения шнеков с приводными валами (шпинделями) показаны на рис. 2.3.

Соединения, показанные на рис. 2.3 *а, б, в, г*, применяются для шнеков диаметром не более 45 мм. Шнек выполняется с длинным хвостовиком, пропускаемым через приводной вал и закрепляемым на нем с обратной стороны одним из указанных способов. Осевые усилия в соединениях, показанных на рис. 2.3 *а, б*, передаются на приводной вал через упорный заплечник шнека, упирающегося в передний торец приводного вала. На рис. 2.3, *б* и *в* представлены соединения, в которых осевые усилия воспринимаются шпинделями через торец шнека, упирающегося в поджимную гайку, навинченную на конец вала. Передача крутящего момента на шнек производится при помощи шпонок (рис. 2.3 *а, б, в*) или шлицевого соединения (рис. 2.3, *г*). К недостаткам указанных соединений следует отнести завышенную длину концевой части шнека, а также технологические трудности обработки шлицев в пустотелом валу при значительной его длине. Шлицевое соединение позволяет передать значительно больший крутящий момент, чем шпоноч-

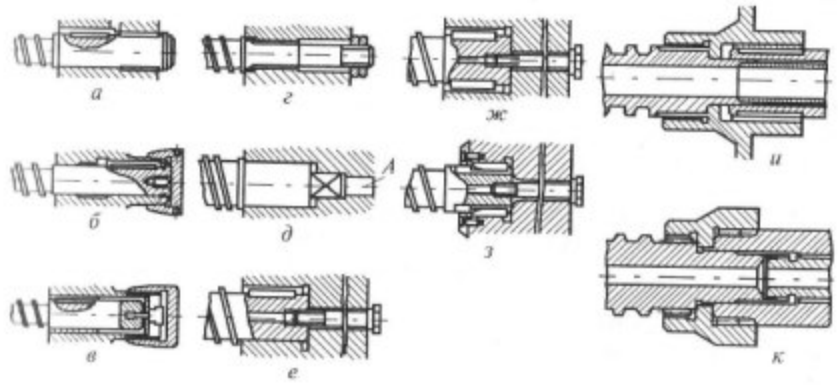


Рис. 2.3. **Способы соединения шнека с приводным валом**

ное, и обеспечивает более точное центрирование, чем соединения, показанные на рис. 2.3 *а, б, в*.

Соединение, представленное на рис. 2.3, *д*, применяется иногда для шнеков небольших диаметров. Концевая часть его имеет центрирующую цилиндрическую поверхность незначительной длины и оканчивается квадратным хвостовиком, который входит в соответствующий паз шпинделя, посредством чего осуществляется передача крутящего момента от приводного вала к шнеку. Шнек в этом случае не охлаждается и не зафиксирован от осевых перемещений. Для съема шнека с правого торца приводного вала предусмотрено отверстие *А*. Осевое усилие передается на приводной вал упорным заплечиком шнека. К недостаткам подобного соединения относится трудность исполнения квадратного гнезда в приводном валу (шпинделе) под хвостовик.

Соединение, показанное на рис. 2.3, *е*, является модификацией соединения, приведенного на рис. 2.3, *а*. Разница заключается в том, что центрирующая концевая часть шнека выполнена укороченной. Закрепление шнека в осевом положении осуществляется специальным болтом, через внутреннее отверстие которого осуществляется подвод и отвод охлаждающей жидкости. Передача крутящего момента ограничивается одной шпонкой и может быть увеличена установкой двух шпонок на посадочной шейке шнека (рис. 2.3, *ж*).

Подобные соединения применяются на шнековых машинах для переработки резиновых смесей с диаметром шнека 380—450 мм. Осевые усилия в обоих соединениях передаются торцом шнека.

Соединение, представленное на рис. 2.3, *з*, применяемое для шнеков диаметром более 90 мм, отличается от указанных выше наличием двух шпонок, закрепленных на приводном валу, что исключает необходимость устанавливать шпонки в каждом сменном шнеке.

Тяжелые шнеки диаметром 150 мм и выше устанавливаются и центрируются концевой цапфой в расточке шпинделя и соединяются с ним при помощи втулок с эвольвентными шлицами или зубчатых муфт (рис. 2.3 *и, к*).

В первом случае на приводном валу с помощью шпонок закреплена переходная втулка, на которой устанавливается упорный подшипник. С левого торца втулки выполнено шлицевое соединение, фиксирующее хвостовую часть шнека.

На рис. 2.3, *к* показано применение двухсторонней зубчатой муфты. Осевые усилия в обоих вариантах передаются со шнека на упорный подшипник через заплечик шнека, упирающийся во втулку или зубчатую муфту.

2.1.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ ЦИЛИНДР ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

Материальный цилиндр шнековых машин изображен на рис. 2.4. Он представляет собой литую цилиндрическую деталь *1*, в которой запрессована закаленная или азотированная шлифованная гильза или втулка *2* (на рис. 2.4 в верхней части представлена конструкция для электрообогрева, в нижней части — для парового обогрева). Контроль температурного режима осуществляется термопарами (на рис. не показаны), вставляемыми в гнезда *3*. Для регулирования теплового режима машины корпус имеет каналы *А* для подвода теплоносителя (или пазы *В* для электронагревателей) и канал *Б* для подвода охлаждающей воды с целью предотвращения перегрева подшипников. К фланцу *Г* крепится корпус подшипников, а к фланцу *Д* — формующий инструмент. Гильза *2* фиксируется в корпусе от проворачивания шпонкой или винтами, которые ввертываются с торца.

Важное значение для равномерного питания машины и обеспечения заданной производительности имеет расположение и конструкция загрузочной воронки и зоны загрузки. На рис. 2.5 изображены различные конструкции загрузочных воронок корпусов. Загрузочные воронки корпуса бывают конические (рис. 2.5, *а*), конические (или другой формы) с поднутрением (рис. 2.5, *б*), цилиндрические (рис. 2.5, *в, г*), прямоугольные (рис. 2.5, *д, е*), квадратные и др.

Выбор формы и размеров воронки определяется физическими свойствами материала (степенью подвижности, характеризуемой углом естественного откоса, гранулометрическим составом полимера), а также конструктивными соображениями.

Размеры выпускного отверстия воронки корпуса (поперечные) должны быть равны $(1 \div 1{,}5)D$, где D — внутренний диаметр гильзы цилиндра, и по оси цилиндра должны быть не меньше 1÷1,5 витка шнека.

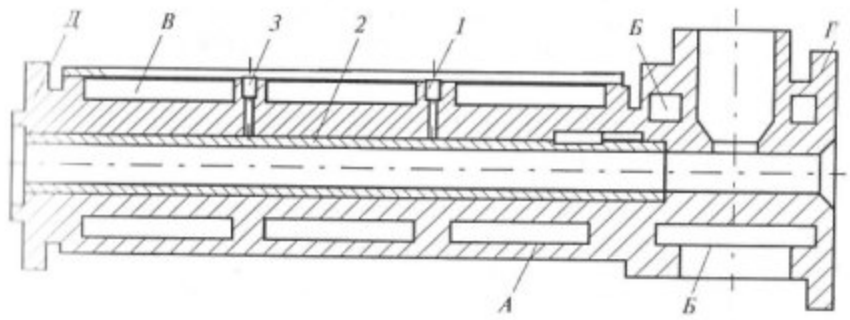


Рис. 2.4. **Цилиндр одношнекового экструдера**

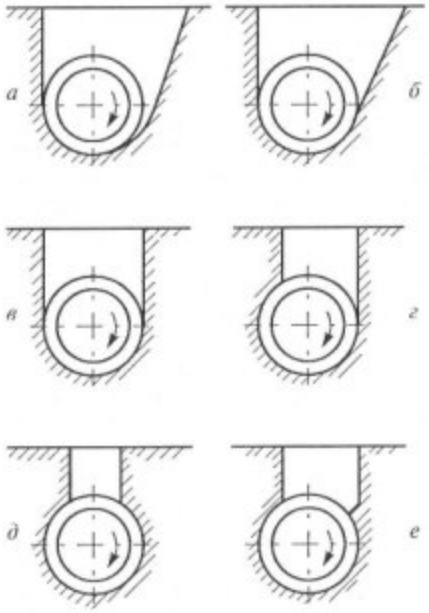


Рис. 2.5. Конструктивные схемы загрузочных воронок

Материальные цилиндры одношнековых экструдеров могут быть изготовлены из чугунного литья. В связи с применением в последнее время шнеков большой длины и увеличением их диаметра резко стало повышаться давление, создаваемое шнеком в цилиндре. В связи с этим в последнее время стали применять цилиндры, выполненные из стального литья.

Гильзы или втулки материального цилиндра изготавливаются из легированных сталей, подвергающихся закалке и отвечающих требованиям коррозионной стойкости. На современных шнековых машинах устанавливаются втулки, азотированные на глубину до 0,1 мм и шлифованные.

Втулки такой конструкции имеют высокую твердость внутренней поверхности (НВ440) с достаточной износостойкостью. Втулки после предварительной обработки запрессовываются в корпус цилиндра при помощи гидравлических установок, стопорятся от проворачивания, а затем шлифуются на заданный размер.

Точное соблюдение внутреннего диаметра гильзы в пределах допусков второго класса имеет большое значение для образования зазора между витками шнека и внутренней поверхностью цилиндра, сильно влияющим на производительность машины.

Для крепежных деталей рекомендуется применять углеродистую сталь при температуре, не превышающей 450 °С. При этом в целях уменьшения заедания резьбы рекомендуется гайки и болты выполнять из разных марок сталей.

2.2. СПЕЦИАЛЬНЫЕ ТИПЫ ОДНОШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

Существует большое множество одновинтовых шнековых машин для проведения непрерывных процессов переработки полимерных материалов. Им присущи общие закономерности:

— винтовое движение материала от входа к выходу машины;

— деформация сдвига частиц материала вдоль и поперек винтового канала;

— минимальный технологический зазор между корпусом и винтом;

— минимальные застойные зоны (неперемешанные объемы с увеличенным временем пребывания);

— возможный обогрев или охлаждение через рубашку корпуса, а при больших размерах – через полый винт.

Прогресс в развитии смесительного оборудования выявил ряд принципиально новых конструкций смесителей шнекового типа.

Известно, что смесительный эффект, имеющий место в обычных шнековых машинах, невелик. Поэтому с целью увеличения смесительного воздействия шнековые машины снабжают специальными смесительными зонами или совмещают вращение рабочего органа с его возвратно-поступательным движением.

На рис. 2.6, *а—е* показаны основные пути, наметившиеся в конструктивном оформлении одновинтовых шнековых машин для интенсификации процесса смешения.

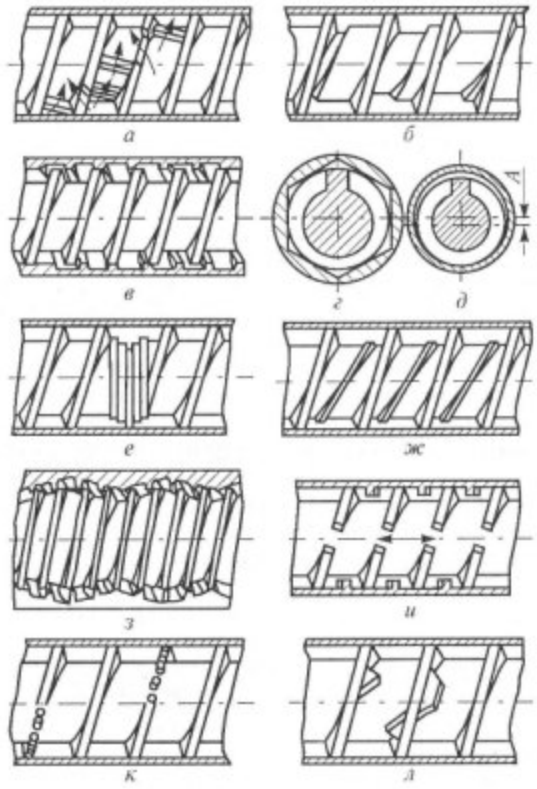


Рис. 2.6. Конструкции специальных шнеков

Для интенсификации процессов смешения между витками шнека закрепляют поперечные перегородки, выполненные с зазором по отношению к корпусу. Кроме того, витки шнека в отдельных местах подрезают, организуя дополнительные зазоры для перетока материала (рис. 2.6, *а*).

На рис. 2.6, *б* представлен шнек, на сердечнике которого выполнена спираль, примыкающая к витку шнека, в виде выступа с шириной, возрастающей в направлении перемещения расплава полимера [101]. Степень гомогенизации повышается за счет наложения двух потоков.

Наличие винтовых канавок на внутренней поверхности корпуса, как показано на рис. 2.6, *б*, в смесительной зоне шнековой машины обеспечивает циркуляцию материала и высокий сдвиговый эффект.

Для повышения гомогенизирующего воздействия шнека корпус снабжают пазами, например в форме многогранника (рис. 2.6, *г*), или ось шнека располагают эксцентрично оси отверстия корпуса (рис. 2.6, *д*).

На рис. 2.6, *е* показан шнек со ступенчато установленными эксцентричными кулачками, что повышает пластикацию материала, проходящего по зазорам.

Экструдерный винт Маклифера представляет собой двухзаходный шнек, в котором от основного транспортирующего гребня ответвляется гомогенизирующий гребень с несколько бóльшим шагом, чем шаг основного гребня (рис. 2.6, *ж*). Гомогенизирующий гребень шнека образует с корпусом несколько больший зазор, чем основной гребень шнека. Деформация материала осуществляется в узком зазоре между гомогенизирующим гребнем и корпусом.

Интересен трансферный смеситель системы Френкеля «Transfermix», изображенный на рис. 2.6, *з*. Большая эффективность смешения достигается за счет того, что глубина нарезок витков шнека и корпуса переменная и колеблется между определенными минимальным и максимальным значениями так, что в процессе работы материал непрерывно переходит из винтовых каналов корпуса в канал винта. Инженерное решение предусматривает вместе с вращением шнека и вращение корпуса.

В шнековой машине системы «Ko-Kneter» одновременно с вращением шнека осуществляют осевое осциллирующее (возвратно-поступательное) движение, как показано на рис. 2.6, *и*. Месильные выступы, жестко закрепленные в корпусе машины, входят в разрывы (пазы) винтовой нарезки шнека. Таким образом достигается высокая эффективность смешения.

Для повышения качества смешения, как показано на рис. 2.6, *к*, по окружности шнека с определенным интервалом установлено несколько рядов штифтов, изменяющих направление центральной части потока.

Для усиления смесительного воздействия боковые поверхности винта шнека снабжены выступами (рис. 2.6, *л*).

Конструктивное оформление шнековых машин направлено на переориентацию линий тока жидкости в канале смесителя.

Приведенное выше многообразие одновинтовых шнековых машин свидетельствует о гидродинамической сложности процессов смешения и гомогенизации. Поэтому решение задач о течении полимерных материалов в каналах смесителей различного конструктивного оформления возможно при определенных допущениях.

Наиболее широкое применение нашли одношнековые машины со специальными смесительными зонами (рис. 2.7, *а*). На участке смешения этой машины применена S-образная лопасть.

Для увеличения перемешивающей способности стенки цилиндра на этом участке снабжены внутренней нарезкой с коротким шагом, направление которой противоположно наклону витка смесительной лопасти. За счет интенсивной циркуляции расплава в смесительной зоне и сдвига в узком кольцевом зазоре происходит лучшее смешение перерабатываемой композиции.

Значительно более сложной является машина (рис. 2.7, *б*), снабженная шнеком, имеющим смесительный участок в виде скрученного многогранника с винтовой нарезкой определенного шага.

В зоне дозирования винтовой канал выполнен двухзаходным. В смесительной зоне происходит резкое изменение движения частичек и интенсивный сдвиг перерабатываемого материала, что приводит к интенсификации процесса смешения. Особенностью

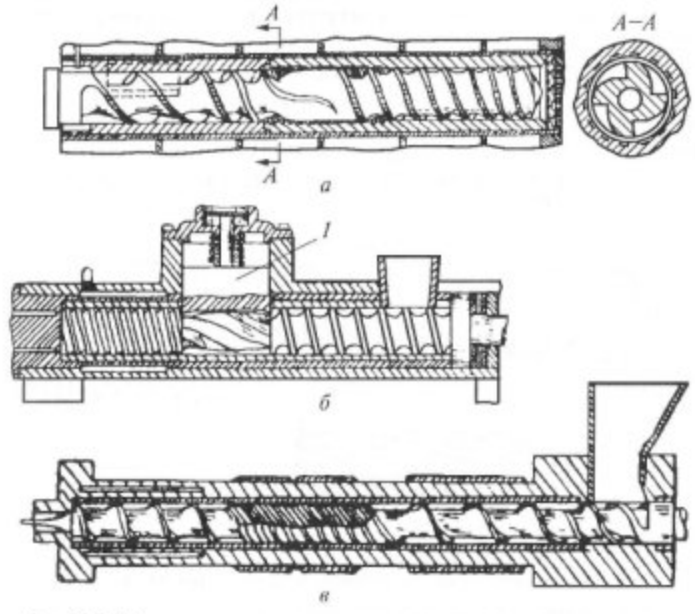


Рис. 2.7. Одношнековые экструдеры со смесительными зонами

данной машины является наличие встроенного в радиальном отверстии цилиндра (в зоне смешения) поршня *1* с прижимной пружиной, обеспечивающей необходимое удельное давление на перерабатываемый материал. Принцип действия подпружиненного поршня аналогичен работе верхнего затвора резиносмесителя закрытого типа.

На рис. 2.7, *в* представлен одношнековый смеситель, средний участок шнека которого (зона смешения) снабжен нарезкой с уменьшенными значениями глубины и ширины канала. При заданной скорости вращения шнека средняя скорость сдвига в зоне смешения, обратно пропорциональная глубине канала, резко возрастает. Кроме того, за счет уменьшения объема винтового канала изменяется траектория движения частичек перерабатываемого материала. Все это обусловливает интенсивное смешение.

Для других одношнековых смесителей-пластикаторов, применяемых в промышленности производства и переработки пластмасс, характерными являются следующие конструктивные особенности [1, 2, 7, 28, 29]:

1) наличие участков шнека с переменным шагом нарезки;

2) наличие зон торможения (участков с нарезкой разных направлений);

3) участки без нарезков (наличие в середине шнеков гладких цилиндрических смесительных участков);

4) кольца с отверстиями для дросселирования массы;

5) специальные каналы для возвратных потоков массы (прорези), предусмотренные в боковых стенках винтового канала.

Для интенсификации процесса смешения в последние годы стали применять различные смесительные приспособления на выходном конце шнека (рис. 2.8).

В то время, как при гладкой насадке (торпеде) (рис. 2.8, *а*), применяющейся для гомогенизации массы, достигается только

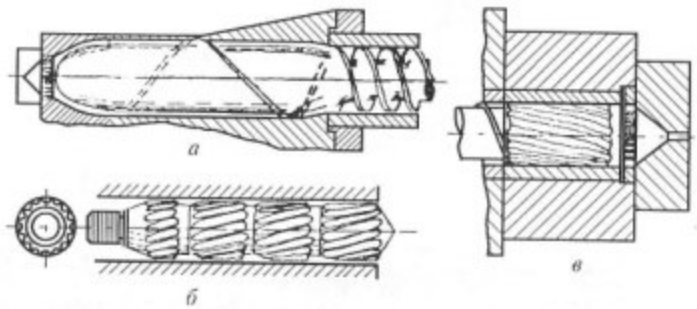


Рис. 2.8. Смесительные наконечники одношнековых экструдеров:

а — насадка с винтовой нарезкой; *б* — насадка с многозаходной нарезкой; *в* — насадка с треугольными многозаходными каналами

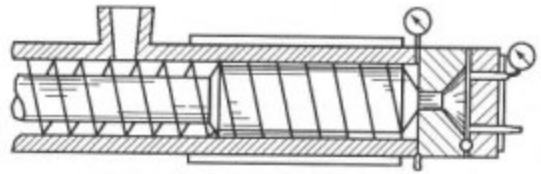


Рис. 2.9. Одношнековый экструдер с конической самоустанавливающейся насадкой

эффект смешения, обусловленный наличием сдвиговых деформаций (напряжений сдвига) в относительно узком цилиндрическом зазоре, при торпедовидной насадке с многозаходной нарезкой и при насадке «дульмейдж» — торпеде (рис. 2.8, б, *в*), имеющими на поверхности несколько рифленых участков и кольцевых проточек, наблюдается также эффект смешения, вызванный непрерывным обновлением поверхностей контакта слоев перерабатываемого материала (аналогично с воздействием на среду мешалок в смесителях с перемешивающим устройством) и изменением траекторий движения отдельных частичек.

Кроме того, «дульмейдж» создает предпосылки для выравнивания потоков массы в зоне выдавливания.

В основу конструкции, изображенной на рис. 2.9, заложен другой принцип действия. Расплав полимера (смеси) проходит через кольцевой зазор конической формы, диаметр которого увеличивается в направлении ее течения. Конический кольцевой зазор образован конической насадкой на шнеке, имеющей рифленую поверхность, и соответствующей поверхностью цилиндра.

Под действием давления массы в формующем инструменте шнек перемещается в осевом направлении влево. Вследствие связанного с этим уменьшения величины конического зазора давление массы в зоне формующего инструмента падает, что вызывает обратное осевое перемещение (вправо). Через некоторое время величина конического зазора стабилизируется и установившийся зазор соответствует равновесию сил, действующих на коническую насадку. При этих условиях не только сохраняется постоянным давление массы и имеет место более или менее сильное диспергирование в коническом зазоре, но также значительно разгружается подшипник. При выборе смесительных приспособлений к шнекам необходимо учитывать свойства перерабатываемых полимерных материалов. Так, для нетермостойких материалов недопустимо наличие застойных зон.

В последние годы стали применять одношнековые экструдеры планетарного типа (рис. 2.10). При этом, в отличие от традиционного одношнекового экструдера, центральный шнек *В* входит в зацепление с планетарными шнеками *А*. Планетарные шнеки *А* не закреплены в подшипниках, а свободно «плавают» в расплаве

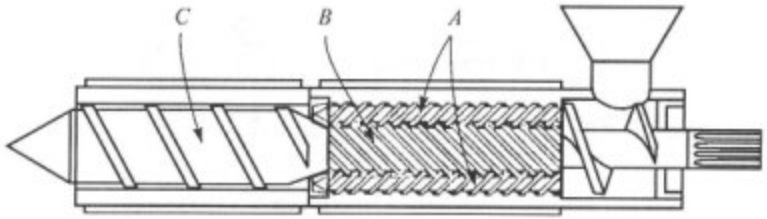


Рис. 2.10. Одношнековый экструдер с планетарными шнеками

полимера и входят в зацепление с основным шнеком *B*, обкатывая внутренние зубья на цилиндре экструдера. После прохождения планетарной зоны расплав выдавливается дозирующим шнеком *C*.

2.3. СПОСОБЫ ДЕГАЗАЦИИ РАСПЛАВА ПОЛИМЕРА В ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

Полимерные материалы должны, по возможности, перерабатываться без предварительной подсушки, но получаемый при этом экструдат должен отвечать предъявляемым к изделию требованиям по качеству.

Практически это означает, что экструдат (изделие или заготовка, получаемые методом экструзии) не должен содержать пузырьковых включений и что влага, попадающая в машину вместе с сырьем, должна выделяться из смеси в процессе экструзии.

При этом мономерные остатки, воздух, попадаемый с сырьем, низкокипящие компоненты смеси должны быть также удалены в ходе переработки.

Для совмещения процесса экструзии с операцией удаления летучих, выделяемых в процессе переработки, в промышленности производства и переработки пластических масс применяются шнековые машины с дегазацией.

Принцип действия этих машин характеризуется несколькими последовательно осуществляемыми в них операциями: пластикацией, плавлением, сжатием, расширением, отводом газовой фазы, снова сжатием и выдавливанием дегазированной массы. Процесс может быть осуществлен несколькими шнеками, устанавливаемыми один за другим, или одним шнеком, имеющим зоны сжатия и расширения (дегазации).

Отсос газообразных компонентов производится во всех случаях на участках расширения массы через отверстия либо в цилиндре шнека, либо в теле шнека.

Отделение газовой фазы от твердой делается возможным потому, что сжатые и нагретые газы при снятии давления стремятся

расшириться, в то время как сама масса при давлениях экструзии практически несжимаема и при снятии давления расширяется незначительно.

Существует несколько способов отсоса газов при экструзии.

По способу Даусона [1] (рис. 2.11) газосодержащий расплав полимера передается из одного экструдера в другой через отверстия в средней части цилиндра верхнего экструдера. Отсос газообразных компонентов производится через правую полость верхнего шнека.

Применяемый для отсоса газа шнек по способу Доу [1, 2] характерен тем, что винтовой канал в средней части заменен рифленым цилиндром с косыми и кольцевыми канавками, которые накапливают и сжимают расплав полимера и делят массу на многочисленные полоски (струйки). Последнее действие необходимо для увеличения поверхности массы и облегчения выхода пузырьков газовой фазы. Для отсоса газов служит сравнительно большое, расположенное над зоной рифления, прямоугольное отверстие в стенке цилиндра. Все другие участки шнека, расположенные по обе стороны дегазационной зоны, имеют постоянную глубину нарезки и убывающий шаг.

При применении способа Хартига (рис. 2.12, *а*) шнек представляет собой собранные последовательно в одну конструкцию два обычных шнека с зоной декомпрессии (зоной дегазации) и формующей зоной на конце. Газообразные компоненты отсасываются через отверстия в стенке цилиндра у начала второго шнека.

По способу Дюпона (рис. 2.12, *б*) шнеки собраны подобно шнекам Хартига, но с более короткой зоной компрессии. Отсос газов производится через радиальные отверстия в сердечнике шнека, соединенные с центральным каналом, к концу которого подключается вакуум-насос.

Система NPM (рис. 2.12, *в*) работает подобно шнеку Дюпона. Однако напорная зона, расположенная до зоны отсоса, не содержит витков нарезки. Сердечник шнека на этом участке имеет бочкообразную форму.

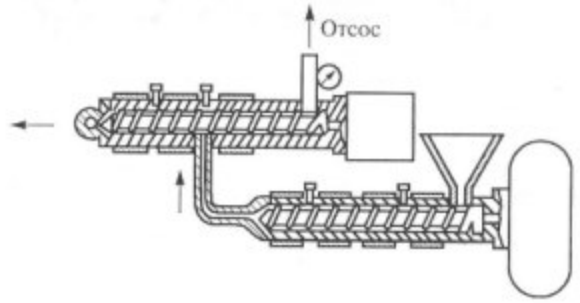


Рис. 2.11. Удаление летучих по способу Даусона

На рис. 2.12, *г* представлена схема дегазации по способу Эгона. Напор массы при этом создается специальной нарезкой, направленной в сторону, противоположную основной нарезке. Через нарезку свободно проходят газовые компоненты, а масса в дегазированном виде проталкивается через радиальные отверстия в шнеке в продольный канал, просверленный в секции шнека. По выходе из этого канала масса попадает в винтовой канал второго шнека, вновь сжимается и выдавливается через формующий инструмент.

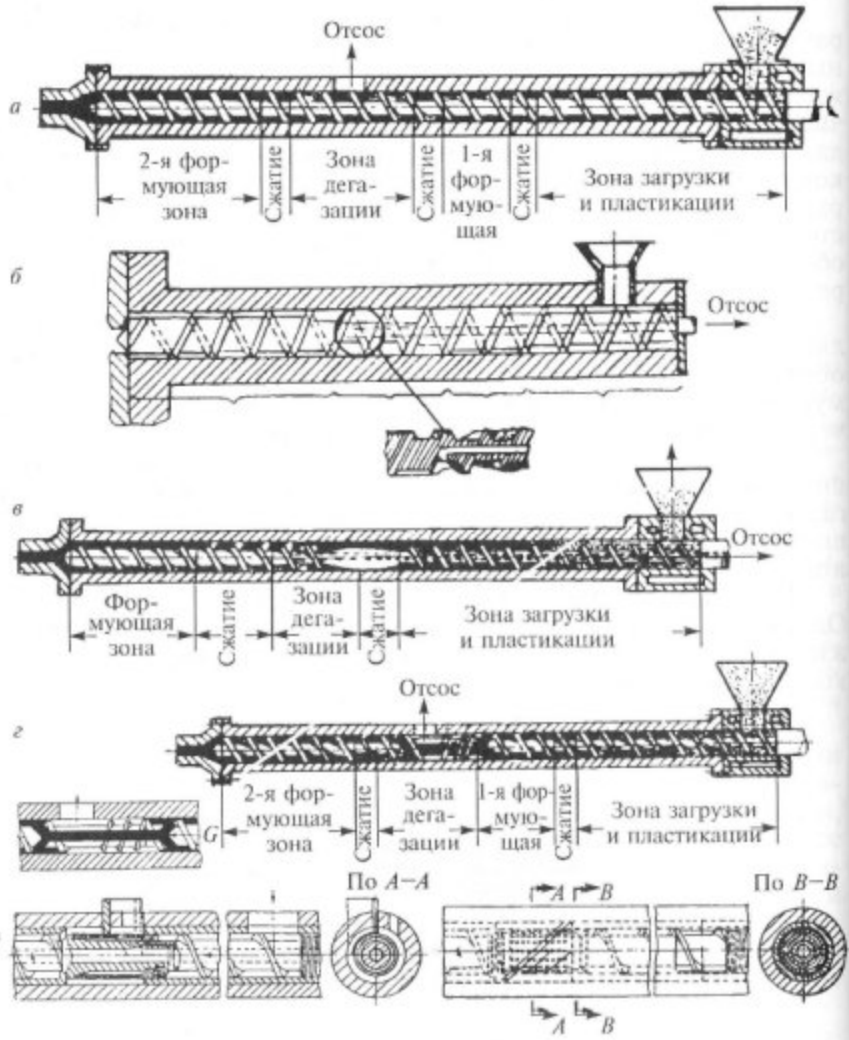


Рис. 2.12. Способы удаления летучих из одношнековых экструдеров

Способ дегазации по Даниэльсону (рис. 2.12, *д*) связан с большими затратами, обусловленными изготовлением шнека сложной конструкции. Однако при этом обеспечивается большая надежность работы системы дегазирования.

Способы Доу и Хартига имеют тот недостаток, что расплав полимера, находящийся под давлением в канавках зоны рифлений и на толкающей стороне стенок винтового канала шнека, при некоторых условиях может засорять отверстие для отсоса газов, в результате чего выходит из строя вакуумная система экструдера.

В схемах дегазации Дюпона и NPM также имеется опасность того, что масса может пройти вместе с газами по радиальным отверстиям в шнеке, если они расположены вблизи толкающей стенки винтового канала, и заблокировать всю систему отсоса. Устранение такого засорения здесь является более трудоемкой операцией, чем в схемах Доу и Хартига, так как отсос осуществляется через каналы в шнеке.

Возникают также затруднения, связанные с охлаждением шнека, так как его центральный канал служит для отсоса газов. Этот недостаток относится также к способу дегазации Эгона. Кроме того, в схеме Эгона свободная поверхность массы, с которой производится удаление газа, сравнительно мала, что снижает скорость удаления летучих.

На рис. 2.12, *д* представлена более совершенная схема удаления летучих. Основным элементом зоны дегазирования является промежуточный полый цилиндр (или полый конус), расположенный на одном из участков шнека. Цилиндр перфорирован и вращается со шнеком. Другим элементом является расположенный под углом к оси машины и покрытый слоем фторопласта скребок, который закреплен в стенке основного цилиндра экструдера и не принимает участия во вращении шнека. Расплав полимера, подлежащий дегазированию, продавливается через радиальные отверстия (перфорацию) промежуточного цилиндра (конуса). На выходной стороне отверстий масса накапливается на рабочей (передней) плоскости скребка и направляется по нему к ближайшему витку нарезки шнека. Фторопластовое покрытие снижает трение массы и облегчает ее движение по поверхности скребка. Газообразные компоненты отсасываются с противоположной стороны скребка через одно или несколько отверстий в основной цилиндр.

Благодаря разделению массы на множество отдельных струй, увеличивается поверхность, с которой удаляются газы. Это приводит к резкому увеличению скорости дегазирования. Надежность работы этой конструкции обеспечивается тем, что благодаря непрерывному вращению перфорированного элемента расплав полимера непрерывно удаляется с участков, где расположено отверстие для отвода газов в цилиндре.

2.4. КАЧЕСТВЕННЫЙ АНАЛИЗ РАБОТЫ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

Одношнековый экструдер для переработки пластмасс можно рассчитывать как винтовой насос, к которому присоединены машина для транспортировки твердых частиц полимера и машина для их плавления (см. рис. 2.1).

В первой зоне полимер находится в твердом состоянии, во второй — в виде вязкой массы, состоящей из смеси расплава полимера и твердых частиц, и в третьей зоне — в виде жидкости, т.е. полимер полностью расплавлен. Очевидно, что работа одношнекового экструдера в целом должна зависеть от того, как он выполняет эти три отдельные операции (транспортировку твердых частиц, их плавление и выдавливание расплава полимера через головку).

Решающим фактором для перемещения материала в одношнековом экструдере является взаимодействие вращающегося шнека с неподвижными стенками цилиндра. При этом большое значение имеет величина коэффициента трения между материалом и шнеком, а также между материалом и цилиндром, особенно на участке загрузки, который заполнен нерасплавленным и непластифицированным материалом. Чтобы материал вообще мог перемещаться вдоль оси шнека, коэффициент трения о поверхность шнека должен быть малым, а о стенки цилиндра — большим. Если это условие не выполняется, то может происходить вращение материала вместе со шнеком без осевого перемещения.

Большое значение имеют не только механические свойства поверхностей, но и температура. Эффективное продвижение материала в выдавливающей зоне (зоне дозирования) одношнекового экструдера также зависит от множества противоречивых факторов. Действительно, в любом случае при правильно работающей загрузочной зоне шнек создает напор в потоке материала, заполняющего канал нарезки шнека (при многозаходном шнеке — в соответствующем количестве каналов). Однако на величину давления влияют не только работа загрузочной зоны, но в не меньшей степени также и процессы, происходящие в средней (пластицирующей) и выдавливающей (дозирования) зонах.

Напор потока материала, особенно величина максимума давления, зависит от совокупности ряда факторов: вида перерабатываемого материала, характеристики шнека, сопротивления формующего инструмента, параметров технологического процесса (числа оборотов, температуры и т. д.).

Создаваемое давление потока действует в двух взаимно противоположных направлениях: в сторону формующего инструмента и, реактивно, в сторону загрузки, так как в примыкающей к ней области обычно давление равно нулю. Обратное движение потока в сторону загрузочной зоны происходит как вдоль оси винтового канала шнека, так и через кольцевой зазор между выступами нарезки шнека и цилиндром. Движение вдоль винтового канала шнека обычно обозначается как *возвратный поток под давлением*, а движение материала через кольцевой зазор – как *утечка*. При высокой вязкости расплава и малой величине кольцевого зазора утечка относительно невелика.

В принципе эксплуатационные качества машины можно определить, если проанализировать работу каждой из трех зон и рассмотреть совокупность полученных результатов.

Введем следующие обозначения:

v_1 — независимая скорость транспортировки твердого полимера;

v_2 — независимая скорость плавления полимера;

v_3 — независимая скорость выдавливания.

Под независимыми скоростями следует понимать такие скорости, с которыми мог бы протекать каждый из этих трех процессов в отдельности, если бы они происходили независимо друг от друга.

Когда $v_1 < v_3$ или $v_2 < v_3$, говорят, что экструдер работает на «голодном» питании. При таком режиме нарушается стабильность процесса и ухудшается качество полученного изделия (экструдата). Для того чтобы избежать этого, необходимо, чтобы $v_1 \geq v_2 \geq v_3$.

Если последние неравенства справедливы, то говорят, что зона *3* контролирует процесс. В этом случае процесс более стабилен, а качество экструдата выше по сравнению с режимом, когда контроль процесса осуществлялся другими зонами. Однако, если v_3 гораздо меньше v_2 и v_1, то зона 3 оказывается «затопленной» (режим захлебывания), что ведет к нарушению стабильности.

В шнеках дозирующего типа проще всего анализировать дозирующую зону, потому что к течению расплава в этой зоне полностью применимы законы гидродинамики вязких жидкостей.

В дозирующей зоне существуют три основных потока (рис. 2.13). Вынужденный поток (прямой поток) Q_D представляет собой поступательное течение расплава, которое возникает как следствие относительного движения корпуса и цилиндра при условии, что расплав полимера прилипает к стенкам цилиндра и шнека. Противоток (поток под давлением) Q_p можно рассматривать как течение расплава в обратном направлении, возникающее под действием развивающегося в головке экструдера давления. Третий вид потока — это поток утечки Q_δ. Перепад давления, возникающий вследствие существования повышенного давления в головке, вызывает появление утечки Q_δ через кольцевой зазор между гребнем стенки канала шнека и внутренней поверхностью цилиндра. Обычно поток утечки Q_δ по сравнению с

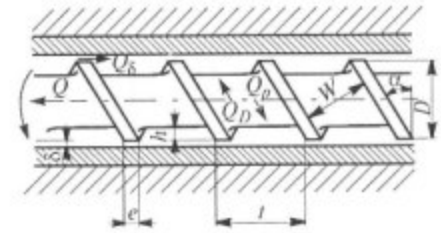


Рис. 2.13. Потоки в зоне дозирования одношнекового экструдера

двумя другими разновидностями потока очень незначителен и им можно пренебречь.

Объемная производительность дозирующей зоны равна, таким образом, разности между расходом вынужденного потока и расходом противотока и потока утечки:

$$Q = Q_D - Q_p - Q_\delta. \qquad (2.2)$$

Вынужденный поток представляет собой поступательное течение расплава, возникающее вследствие существования относительного движения корпуса шнека и цилиндра. Если представить экструдер, на выходе из шнека которого расплав не встречает никакого сопротивления, т. е. отсутствует головка, то в такой машине противотока (потока под давлением) не будет. Расплав полимера, находящийся в пространстве между вращающимся сердечником шнека и внутренней поверхностью цилиндра, подвергается деформации сдвига, которая в результате воздействия стенок винтового канала превращается в поступательное движение материала по каналу, т. е. в вынужденный поток. Основными параметрами, определяющими величину объемного расхода вынужденного потока, являются: глубина канала h, ширина канала W, диаметр шнека D и частота его вращения N.

Противоток возникает в результате существования избыточного давления расплава в головке одношнекового экструдера. Чтобы лучше понять причину появления противотока, представим, что шнек неподвижен, а в головке экструдера имеется избыточное давление. В этом случае винтовой канал шнека рассматривается как длинная насадка прямоугольного сечения. Из-за наличия избыточного давления в головке расплав полимера потечет вдоль винтового канала в обратном направлении. В действительности противоток представляет собой своеобразное ограничение вынужденного потока, возникающее вследствие существования повышенного давления в головке. Практически в канале шнека никогда не возникает потока материала в обратном направлении. На величину противотока влияют в основном следующие факторы: глубина канала h (рис. 2.13), диаметр шнека D, длина зоны дозирования L_d, вязкость расплава и давление в головке.

2.5. АНАЛИЗ РАБОТЫ ЗОНЫ ЗАГРУЗКИ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

2.5.1. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ЗОНЫ ЗАГРУЗКИ

При анализе работы зоны загрузки одношнекового экструдера необходимо рассмотреть вопросы, связанные с конструктивным исполнением этой зоны, ее производительностью и развиваемым давлением.

Надежность работы зоны загрузки определяется степенью заполнения винтового канала шнека, а также характером движения полимера. Очевидно, что оба фактора зависят от свойств перерабатываемого материала и конструктивного исполнения зоны загрузки и загрузочного отверстия. В дальнейшем рассмотрение зоны загрузки шнека проведем на примерах переработки гранулированных и волокнонаполненных материалов.

Наиболее простое конструктивное оформление зоны загрузки — это гладкий материальный цилиндр с загрузочным отверстием круглого или прямоугольного сечения (рис. 2.14, *а*). В таких системах предполагается свободное истечение гранулированного или порошкообразного материала из загрузочной воронки в канал шнека. Для лучшего захвата материала шнеком последний должен иметь меньший коэффициент трения, чем материальный цилиндр. Глубина канала выбирается максимально возможной, исходя из условий прочности шнека. В зависимости от коэффициента трения перерабатываемого материала существует оптимальный угол подъема винтовой линии нарезки шнека в зоне загрузки. Однако на практике это учитывается редко, и шнек выполняют с шагом, равным диаметру $t = D$ (см. рис. 2.13) по всей длине, что упрощает технологию изготовления шнека.

Улучшение условий загрузки может быть обеспечено применением принудительной передачи материала в канал шнека с помощью вспомогательного шнекового питателя (рис. 2.14, *б*) или

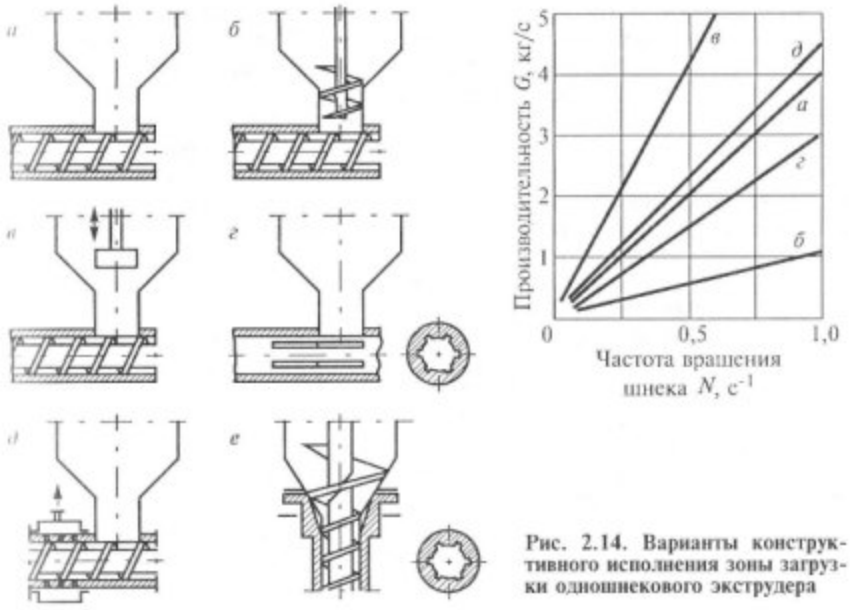


Рис. 2.14. Варианты конструктивного исполнения зоны загрузки одношнекового экструдера

поршневого загрузочного устройства (рис. 2.14, *в*). Однако в этом случае необходимо согласовывать работу запиточных устройств с работой зоны загрузки, так как в случае превышения производительности питателя над независимой производительностью зоны загрузки возникает высокое давление в загрузочном окне, наблюдается резкое увеличение плотности перерабатываемой массы и потребляемой мощности. Чрезмерное уплотнение массы может привести к уменьшению производительности зоны загрузки.

Значительное увеличение производительности зоны загрузки достигается применением пазов переменной глубины под загрузкой воронки и в зоне транспортировки нерасплавленных гранул (рис. 2.14, *г*). Увеличение производительности в этом случае объясняется тем, что пазы препятствуют перемещению гранул в окружном направлении, и материал перемещается относительно цилиндра только в направлении оси экструдера.

Для загрузки материалов, имеющих малую подвижность (волокниты, пропитанное рубленное стекловолокно), часто применяется зона загрузки с вакуумным отсосом (рис. 2.14, *д*). Это позволяет не только осуществлять загрузку экструдера, но и производить предварительное уплотнение материала в канале шнека [7, 8]. Повышенную производительность (до двух раз) по сравнению с экструдерами горизонтального типа имеют экструдеры вертикального исполнения (рис. 2.14, *е*). Это объясняется лучшими условиями заполнения канала шнека. Применение же в таких экструдерах конической заходной части в сочетании с продольными пазами на материальном цилиндре позволяет перерабатывать различные волокниты с производительностью, сравнимой с той, которая достигается при переработке гранулированных материалов.

Зависимость массовой производительности G зоны загрузки от частоты вращения шнека для вариантов конструктивного оформления (рис. 2.14, *а*—*д*) также приведена на рис. 2.14. Видно, что в довольно большом диапазоне частот вращения эта зависимость линейна. Только при больших частотах вращения N при свободной подаче гранул полимера наблюдается некоторое уменьшение темпа роста производительности с увеличением N (на рисунке не показано), что связано с отрицательным действием центробежных сил [68].

Исследования работы зоны загрузки одношнекового экструдера автор работы [11] проводил на экспериментальной установке (рис. 2.15), снабженной набором сменных цилиндров *3* (из органического стекла) с пазами различной конфигурации (рис. 2.16, I—VI). Привод шнека *1* (на рис. 2.15 привод не показан) позволял плавно изменять частоту его вращения в пределах 0—1 $с^{-1}$. Размеры шнека *1*: наружный диаметр $D = 36$ мм, глубина канала $h = 6$ мм, угол подъема нарезки $\alpha = 17°42'$ (т. е. $t = D$). Для создания регулируемого давления, имитирующего сопротивление зон плавления и дозирования, а также формующего инструмента, на выходе из ци-

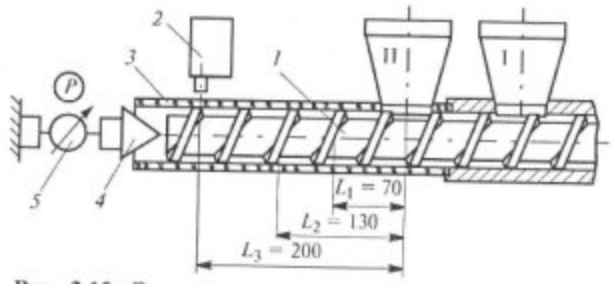


Рис. 2.15. Экспериментальный одношнековый экструдер для исследования зоны загрузки

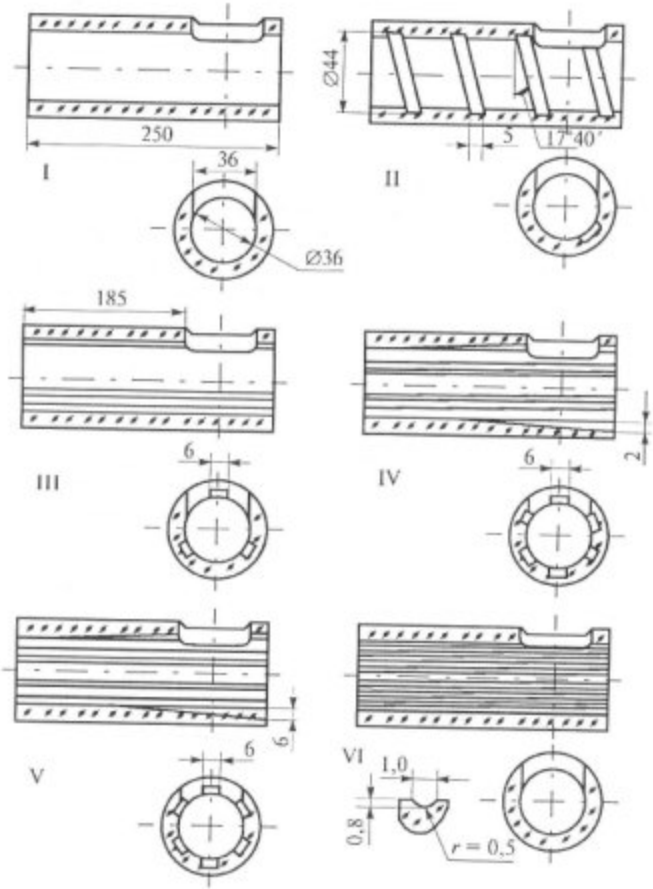


Рис. 2.16. Сменные цилиндры с различной конфигурацией пазов

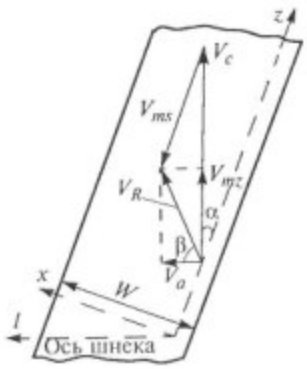


Рис. 2.17. Векторная диаграмма скоростей движения гранул в винтовом канале одношнекового экструдера

линдра было предусмотрено специальное приспособление — конус *4*, опирающийся на образцовый динамометр сжатия *5*. Температура в процессе исследований составляла 20 °С. Исследуемый полимер (ударопрочный полистирол, полиэтилен высокого давления и сухосмешанная термореактивная композиция К-18-2) загружался либо в цилиндр с гладкой поверхностью через бункер I (см. рис. 2.15), либо непосредственно в сменный цилиндр через бункер II. Характер движения полимера в канале шнека изучали по кинокадрам, снятым кинокамерой *2*.

Из векторной диаграммы скоростей движения гранул в винтовом канале одношнекового экструдера (рис. 2.17) видно, что с уменьшением угла β возрастает осевая составляющая V_a скорости движения гранул, определяющая производительность зоны загрузки. В пределе, когда $\beta = 0$, а $V_a = V_R$, производительность зоны загрузки одношнекового экструдера становится максимальной. На рис. 2.18 представлены зависимости угла $90 - \beta$ от частоты вращения шнеков (рис. 2.18, *а*) и длины зоны загрузки (координаты) *l* (рис. 2.18, *б*), полученные киносъемкой траекторий движения контрольных (окрашенных) гранул ударопрочного полистирола. На рис. 2.19 приведены графики

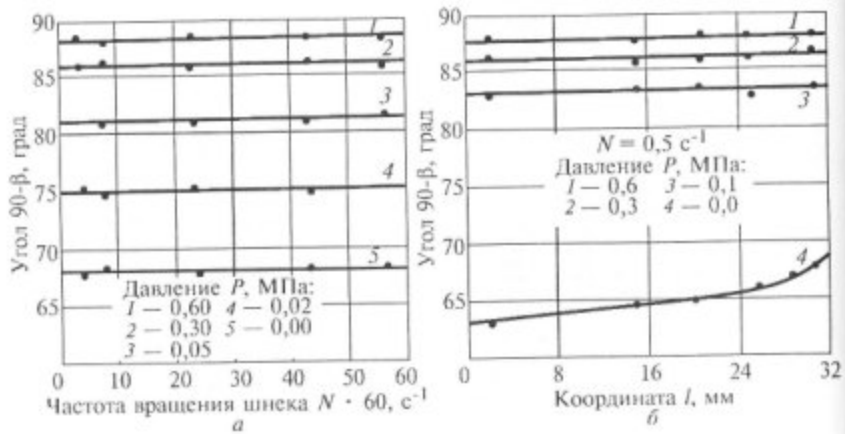


Рис. 2.18. Зависимость угла $90 - \beta$ от частоты вращения шнека (*а*) и длины зоны загрузки (*b*). Материал — гранулированный ударопрочный полистирол

зависимости результирующей скорости V_R движения указанных гранул от тех же параметров. Эксперименты проводились с гладкой цилиндрической втулкой (см. рис.2.15).

Из рис. 2.18 видно, что увеличение давления в конце зоны загрузки от 0 до 0,6 МПа приводит к уменьшению угла β от 25° до 2°. Это объясняется тем, что с увеличением давления в конце зоны загрузки уменьшается проскальзывание гранул полимера за счет увеличения силы трения материала о поверхность как цилиндра, так и шнека. Эти данные хорошо согласуются с данными рис. 2.19, откуда следует, что увеличение давления от 0 до 0,6 МПа в конце зоны загрузки приводит к увеличению результирующей скорости V_R почти в 2 раза. На основе анализа приведенных на рис. 2.18 и 2.19 экспериментальных данных можно сделать очень важный для практических целей вывод, а именно: для одношнековых экструдеров с гладким цилиндром в зоне загрузки установкой в ее конце дросселирующего элемента можно добиться увеличения производительности почти в 2 раза. При этом величина зазора между дросселирующим элементом и стенкой цилиндра должна быть больше максимального характерного размера частиц перерабатываемого материала. Уменьшение угла β, а следовательно, увеличение производительности зоны загрузки одношнекового экструдера достигаются также приданием внутренней поверхности цилиндра в указанной зоне специальной формы. Длина зоны загрузки зависит от типа перерабатываемого полимера, температуры, геометрических параметров шнека, конфигурации внутренней полости цилиндра, частоты вращения шнека и противодавления в конце зоны загрузки.

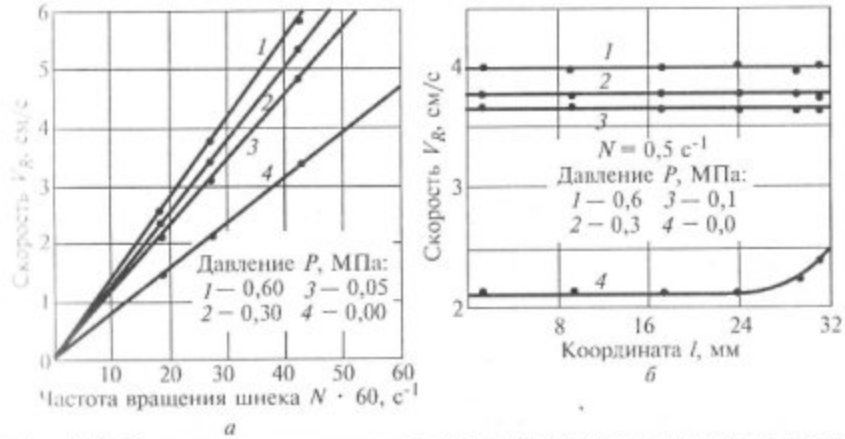


Рис. 2.19. Зависимость результирующей скорости движения материала от частоты вращения шнека (*а*) и длины зоны загрузки (*б*). Материал — гранулированный ударопрочный полистирол

На рис. 2.20, *а* приведены результаты исследований зависимости производительности зоны загрузки шнека от частоты вращения шнеков для цилиндров с различной конфигурацией внутренней поверхности (цифры на кривых соответствуют номерам цилиндров на рис. 2.16). Из приведенных графиков видно, что наименьшая производительность при прочих равных условиях наблюдается для цилиндра с гладкой внутренней поверхностью (кривая *I*), в то время как цилиндрические втулки с коническими прямоугольными пазами (кривые *IV* и *V*) обеспечивают в 3—4 раза бóльшую производительность. Наименьшее увеличение производительности обеспечивает цилиндр с внутренней винтовой нарезкой (кривая *II*).

Эксперименты [12] показали, что наибольший эффект увеличения производительности при применении указанных выше цилиндров (см. рис. 2.16) достигается в том случае, если пазы (рифления) во внутренней полости цилиндра расположены непосредственно под загрузочной воронкой.

Увеличение производительности в случае применения цилиндров с пазами объясняется изменением характера движения частиц полимера (гранул) вследствие частичного устранения проскальзывания и проворачивания материала на цилиндре. Это приводит к уменьшению угла β движения материала (см. рис. 2.17), а следовательно, к увеличению осевой составляющей V_a скорости движения (соответственно, и V_R) материала, определяющей производительность зоны загрузки одношнекового экструдера. Очевидно, что при $\beta = 0$ будет наблюдаться максимальная осевая составляющая V_a скорости движения гранул полимера, т. е. максимальная производительность. На практике это достижимо путем расположения

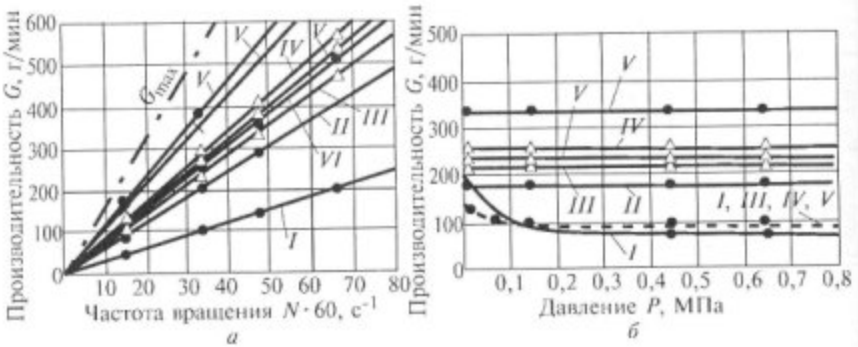


Рис. 2.20. Зависимость производительности зоны загрузки от частоты вращения шнека (*а*) при $P = 0{,}5$ МПа и от давления P (*б*) при $N = 0{,}5$ с$^{-1}$; коэффициент заполнения ψ равен:

× — 0,9; Δ — 0,75; • — 1;
- - - — реактопласт; ——— — гранулированный ударопрочный полистирол

во внутренней полости цилиндра (по направлению образующих) как можно большего количества пазов с минимально допустимым числом перемычек между пазами.

Глубина и ширина паза должны быть больше определяющего размера гранул (длины или диаметра). Только в этом случае возможно предотвращение проворота гранул относительно цилиндра.

Попытки интенсификации работы зоны загрузки путем применения аналогичных цилиндров при переработке порошкообразных материалов не увенчались успехом [12—14]. Это объясняется тем, что если при переработке гранулированного полимера гранулы, находящиеся в пазах, оказывают на примыкающие к ним частицы полимера заклинивающее действие, препятствующее их проворачиванию относительно цилиндра, то в случае переработки порошкообразного материала «прочность» сцепления частиц порошка недостаточна, чтобы противостоять сдвиговому воздействию со стороны шнека.

Исследования влияния противодавления на производительность зоны загрузки (рис. 2.20, *б*) показали, что цилиндры с пазами и рифлениями (кривые 2—5) имеют «жесткую» напорную характеристику, в отличие от гладкого цилиндра, у которого наблюдается резкое уменьшение производительности при увеличении противодавления от 0 до 0,1 МПа (кривая 1) и ее стабилизация при увеличении давления выше 0,2 МПа.

Полученные результаты можно объяснить специфической укладкой гранул в пазах и вблизи них. Гранулы, находящиеся в пазах, препятствуют проворачиванию и проскальзыванию других частиц материала, причем по мере удаления от пазов их влияние будет уменьшаться. При некоторой критической глубине канала шнека воздействие пазов на удаленные слои гранул прекращается. Наличие пазов приводит к тому, что деформация гранул в них и в пределах некоторой критической глубины будет практически отсутствовать. Таким образом, продольные пазы в пределах каждого витка шнека могут создавать значительное давление, которое, возможно, даже будет превышать давление на выходе.

При применении гладкого цилиндра под действием давления происходят уплотнение и деформация гранул в канале шнека. По достижении некоторого значения противодавления заканчивается образование пробки гранул, которая в дальнейшем перемещается по каналу как сплошная масса, и дальнейшее увеличение давления уже не сказывается на производительности.

Наряду с коэффициентом трения материала о поверхность шнека на производительность зоны загрузки оказывает влияние и геометрия шнека. С целью выяснения характера зависимости производительности от глубины винтового канала и угла его подъема на описанной выше установке (см. рис. 2.15) проводились соответствующие эксперименты.

Экспериментальные данные, полученные на гранулах полиэтилена высокого давления (низкой плотности), представлены на рис. 2.21. Видно, что с увеличением до определенного предела угла подъема винтового канала шнека α при всех исследованных частотах вращения шнека наблюдается повышение производительности. При этом на участке приблизительно до 20° наблюдается резкое увеличение производительности зоны загрузки (увеличение производительности до 40 % при увеличении угла на 5°). Дальнейшее увеличение угла подъема α винтового канала приводит к заметной стабилизации производительности (увеличение угла подъема с 20° до 25°50′ дает прирост производительности только на 8 %).

Характер зависимости производительности от угла подъема винтового канала легко объясним из анализа векторной диаграммы скоростей движения частиц полимера в зоне загрузки (см. рис. 2.17).

На начальном участке кривой (рис. 2.21), вероятно, наблюдается резкое увеличение осевой составляющей V_a скорости частиц полимера, а затем наступает ее стабилизация. Следует ожидать, что при каком-то критическом значении угла подъема α винтового канала наступает случай, когда $V_a = 0$; превышение критического α может привести к возникновению отрицательной скорости V_a.

Графики на рис. 2.21 показывают, что во всех исследованных диапазонах частот вращения шнека наблюдается линейная зависимость производительности зоны загрузки от глубины винтового канала. Однако здесь следует иметь в виду, что оптимальная

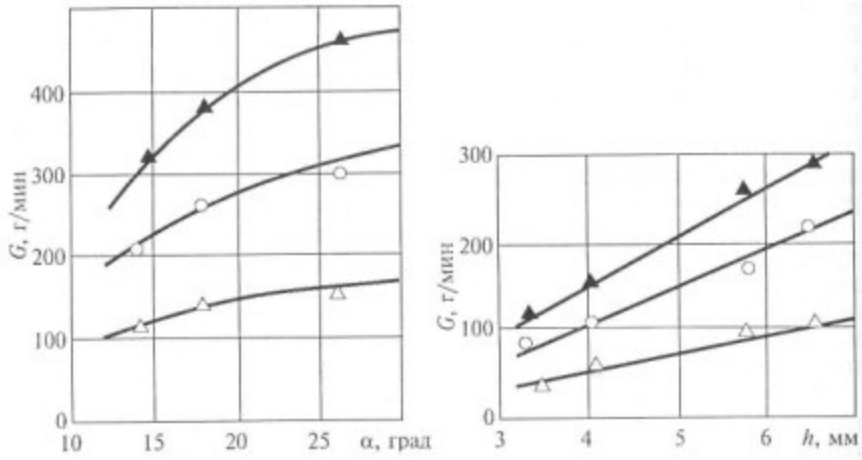


Рис. 2.21. Влияние угла наклона винтового канала шнека α и глубины канала *h* на производительность зоны загрузки *G*. Частота вращения шнека *N*:

▲ — 1 с$^{-1}$; ○ — $^2/_3$ с$^{-1}$; Δ — $^1/_3$ с$^{-1}$

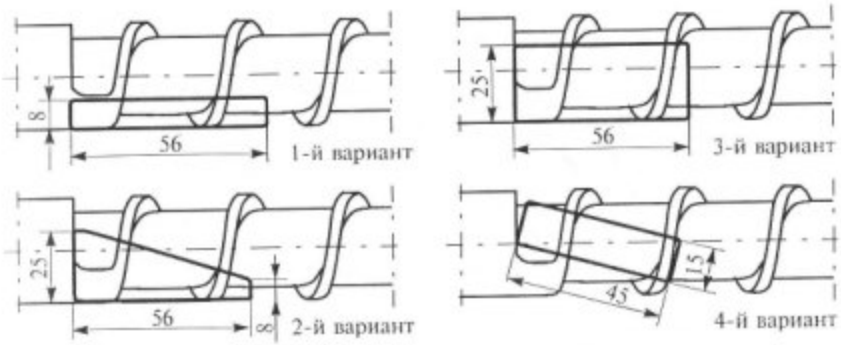


Рис. 2.22. Различные варианты расположения загрузочных окон

глубина канала зависит от многих факторов: стабильности работы экструдера, нагнетающей и смешивающей способности зоны дозирования, пластицирующей способности зоны плавления и т. д. Вероятнее всего, пока эта сложная задача может быть решена только с помощью экспериментов для каждого конкретного случая.

На производительность зоны загрузки одношнекового экструдера большое влияние оказывает конфигурация и размеры загрузочного отверстия, а также его расположение (ориентация) относительно материального цилиндра экструдера.

На серийно выпускаемых одношнековых экструдерах применяется тангенциальное и центральное сопряжения (расположения) загрузочного отверстия с материальным цилиндром (на материальном цилиндре).

В литературе [1, 8, 9, 15] приводятся только эмпирические данные по размерам загрузочного отверстия, однако отсутствуют рекомендации в отношении его формы и ориентации относительно винтового канала.

В связи с этим авторами работ [7, 11, 16] проводились исследования влияния формы загрузочного отверстия и его ориентации относительно винтового канала (рис. 2.22) на производительность одношнекового экструдера. Эксперименты проводились на описанной выше (см. рис. 2.15) модельной установке с гранулированным полиэтиленом высокого давления. Экспериментальные данные представлены на рис. 2.23. Из рисунка видно, что максимальная производительность при одних и тех же частотах вращения наблюдается при 4-м варианте расположения загрузочного отверстия, когда длинные его стороны перпендикулярны боковым стенкам винтового канала, хотя площадь живого его сечения меньше, чем у второго и третьего вариантов расположения загрузочного отверстия. Из этого следует, что большое значение у одношнековых экструдеров имеет ориентация загрузочного отвер-

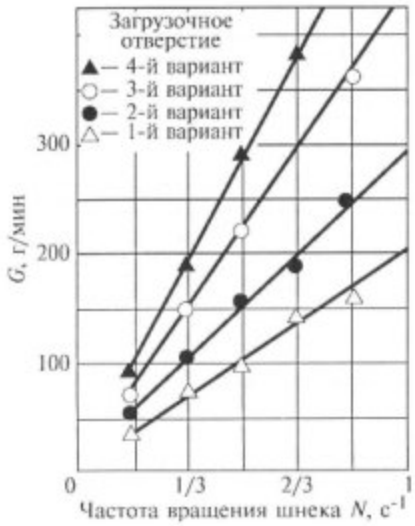


Рис. 2.23. Зависимость производительности зоны загрузки от частоты вращения шнека для различных вариантов расположения загрузочного окна (см. рис. 2.22)

стия относительно винтового канала.

Можно предположить, что увеличение производительности при четвертом варианте расположения загрузочного отверстия достигается за счет увеличения осевой составляющей V_a скорости движения гранул (см. рис. 2.17), вследствие меньшего воздействия на материал толкающей стенки винтового канала. Результаты данного исследования признаны изобретением [17].

2.5.2. РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ЗОНЫ ЗАГРУЗКИ

Основное предположение при анализе работы зоны загрузки заключается в том, что твердые частицы полимера, уплотняясь, образуют эластичную пробку, в которой отсутствуют деформации сдвига. На пробку действуют силы трения, которые возникают между поверхностями пробки, цилиндра и шнека [4, 18—20]. Авторы указанных работ рекомендуют различные формулы для расчета производительности зоны загрузки (питания) одношнековых экструдеров.

Формула В. А. Силина [19] для случая неравенства коэффициентов трения полимера о поверхности шнека (f_s) и цилиндра (f_z):

$$G=\frac{\pi\left(D^2-d^2\right)(t-e)60N\rho\psi}{8\cdot10^3}\times$$

$$\times\left\{\frac{\cos\alpha_D\cos\left[\alpha_D+(90-\beta)\right]}{\left(1+\frac{t}{\pi D}\right)\cos(90-\beta)}+\frac{\cos\left[\alpha_d+(90-\beta)\right]}{(1+k)\cos(90-\beta)}\right\}, \qquad (2.3)$$

где G — массовая производительность зоны загрузки; D — наружный диаметр шнека, (см. рис. 2.13); d — диаметр сердечника шнека; N — частота вращения шнека; t — шаг нарезки шнека по наружному диаметру; e — ширина гребня нарезки шнека вдоль его оси; ρ — насыпная масса; ψ — коэффициент заполнения винтового канала в зоне загрузки; α_D — угол подъема винтовой линии по наружному диаметру шнека; α_d — угол подъема винтовой линии по диаметру сердечника шнека; $(90-\beta)$ — угол направления движения пробки материала относительно плоскости, перпендикулярной к оси шнека и цилиндра (см. рис. 2.17); $k=f_z/f_s$ — отношение коэффициентов трения полимера о поверхности цилиндра и шнека.

Формула В. А. Силина для случая равенства коэффициентов трения f_s и f_z [19]:

$$G=\frac{\pi\left(D^2-d^2\right)(t-e)60N\rho\psi}{8\cdot10^3}\times$$

$$\times\left\{\frac{\cos\alpha_D\cos\left[\alpha_D+(90-\beta)\right]}{\left(1+\frac{t}{\pi D}\right)\cos(90-\beta)}+\frac{\cos\alpha_d\cdot\cos\left[\alpha_D+(90-\beta)\right]}{2\cos(90-\beta)}\right\}. \qquad (2.4)$$

Формула В. С. Рахманова для расчета объемной производительности Q зоны загрузки одношнекового экструдера [18]:

$$Q=\frac{\pi^2D^3tg^3\alpha_D}{2}\left[2{,}303\lg\frac{\sin\alpha_d}{\sin\alpha_D}+\frac{1}{2}\left(\cos^2\alpha_D-\cos^2\alpha_d\right)\right]N-$$

$$-\frac{\pi^2D^3tg^3\alpha_Dtg(90-\beta)}{4}\times \qquad (2.5)$$

$$\times\left[\frac{\sin(\alpha_d-\alpha_D)}{\sin\alpha_D\sin\alpha_d}+\cos(\alpha_d+\alpha_D)\sin(\alpha_d-\alpha_D)+\frac{\pi}{90}(\alpha_d-\alpha_D)\right]N.$$

Формула Д. М. Мак-Келви для расчета объемной производительности Q зоны загрузки одношнекового экструдера [4]:

$$Q=\frac{\pi DN\cos\alpha_D}{\cos\alpha_D+\sin(90-\beta)\mathrm{ctg}\alpha_D}Wh, \qquad (2.6)$$

где W и h — ширина и высота винтового канала (см. рис. 2.13).

Формула К. Шнейдера [20] для расчета объемной производительности Q зоны загрузки одношнекового экструдера:

$$Q=\pi^2Dh(D-h)\frac{t-e}{t}N\frac{\mathrm{tg}\alpha_D\,\mathrm{tg}(90-\beta)}{\mathrm{tg}\alpha_D+\mathrm{tg}(90-\beta)}. \qquad (2.7)$$

Формула Г. Шенкеля [1] для аналогичных целей:

$$Q=\pi^2Dh^2(D-h)N\sin\alpha_D\cos\alpha_D\left[1-\mathrm{tg}\alpha_D\mathrm{ctg}(90-\beta)\right]. \qquad (2.8)$$

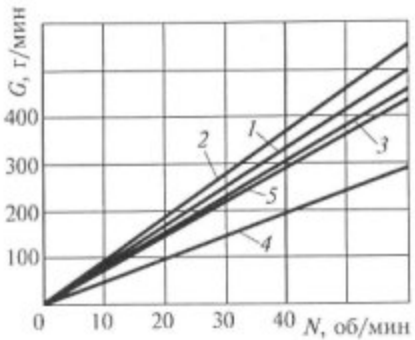


Рис. 2.24. Теоретическая зависимость производительности зоны загрузки от частоты вращения шнека

В. Дарнелл и Е. Мол получили следующее выражение для расчета объемной производительности рассматриваемой зоны [21]:

$$Q = \pi^2 DhN(D-h)\frac{\mathrm{tg}(90-\beta)\mathrm{tg}\alpha_D}{\mathrm{tg}(90-\beta)+\mathrm{tg}\alpha_D}. \qquad (2.9)$$

Несмотря на большое число формул, предложенных различными исследователями для расчета производительности зоны загрузки одношнековых экструдеров, тщательные экспериментальные исследования этого вопроса не проведены. В связи с этим нельзя быть уверенным в том, что выводы этих формул вполне корректны.

Достоверность некоторых из приведенных формул проверена авторами работы [7] на экспериментальном одношнековом экструдере с прозрачным цилиндром (см. рис. 2.15).

Результаты экспериментов с гранулированным ударопрочным полистиролом при свободном выходе (без дросселирования) из зоны загрузки приведены на рис. 2.24. Наилучшее совпадение с экспериментальными данными (график *5*) дает формула В. А. Силина (график *3*), наихудшее — формула В. С. Рахманова (график *4*). Расчеты по формулам Г. Шенкеля (график *2*) и Дарнелла—Мола (график *1*) дают результаты, завышенные по сравнению с экспериментальными данными (график *5*).

П. К. Кленк [22] на основе анализа работы зоны загрузки с цилиндрами различной конструкции получил следующие уравнения для расчета ее объемной производительности:

1) для гладкого конического цилиндра:

$$Q = \left[\pi(D-h)h\frac{t-e}{t} + \pi\left(D+\frac{\delta}{2}\right)\frac{\delta}{2}\right]N\frac{D}{2}\frac{\mathrm{tg}\alpha_D\mathrm{tg}(90-\beta)}{\mathrm{tg}\alpha_D+\mathrm{tg}(90-\beta)}, \qquad (2.10)$$

где δ — радиальный зазор между цилиндром и наружным диаметром шнека (см. рис. 2.13); остальные обозначения — смотри пояснения к формулам (2.3)—(2.9);

выражение (2.10) применимо только для коротких цилиндрических втулок с малой конусностью;

2) для цилиндра с прямоугольными пазами [22]:

$$Q = \left[\pi(D-h)h\frac{t-e}{t} + iBH\right]N\frac{D}{2}\frac{\mathrm{tg}\alpha_D\,\mathrm{tg}(90-\beta)}{\mathrm{tg}\alpha_D+\mathrm{tg}(90-\beta)}, \qquad (2.11)$$

где i, B, H – соответственно число, ширина и глубина пазов во внутренней поверхности материального цилиндра в зоне загрузки;

3) для цилиндра с прямоугольными коническими пазами:

$$Q = \left[\pi(D-h)h\frac{t-e}{t} + \pi\left(D+\frac{\delta}{2}\right)\delta + iBH\right]N\frac{D}{2}\mathrm{tg}\alpha_D. \qquad (2.12)$$

2.6. РАСЧЕТ ЗОНЫ ПЛАВЛЕНИЯ (ПЛАСТИКАЦИИ) ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

2.6.1. МЕХАНИЗМ ПЛАВЛЕНИЯ ПОЛИМЕРА В ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

Основополагающей в экспериментальном изучении механизма плавления в канале шнека является работа [23]. Многочисленные дальнейшие исследования [24—26] лишь детализировали ее главные положения. В. Меддоком [23] было установлено два возможных, принципиально различных режима пластикации: пленочный и блочный (рис. 2.25).

Пленочный режим исследован гораздо более подробно и широко освещен во многих известных книгах [4—6], касающихся вопросов технологии экструзии. Существо пленочного режима заключается в следующем (рис. 2.25, *а*). Твердый уплотненный полимер (область 4) по мере продвижения вдоль канала контактирует с горячей стенкой цилиндра *5* (стадия А), имеющей компоненту скорости поперек винтового канала шнека V_{cx}, плавится в месте контакта (область 1) и, прилипая к стенке цилиндра *5*, уносится ею к толкающей стенке *6* нарезки шнека, где и скапливается (область 2), образуя «жидкое ядро» и начиная циркулировать (стадия В). Твердый полимер в области *3*, контактируя с жидким ядром, также плавится. Ширина жидкого ядра растет в направлении к выходу из канала шнека до тех пор, пока весь твердый полимер не расплавится. На завершающих стадиях пленочный режим может нарушаться вследствие того, что уже достаточно прогретый твердый полимер начинает разрушаться на довольно крупные агрегаты (куски) и поглощаться жидким ядром, вовлекаясь в циркуляцию.

Скорость плавления этих агрегатов при этом становится малой, и они, практически не подвергаясь деформированию (смешению), часто достигают выхода из канала шнека. Это одна из причин плохого качества смешения в пленочном режиме. Пленочный режим плавления характерен для порошков и гранул термопластов с низкой и средней вязкостью расплава, смачивающего металлическую поверхность цилиндра.

Блочный режим плавления схематически показан на рис. 2.25, *б*. Твердый полимер (область I), контактируя со стенкой цилиндра, размягчается, но не прилипает, а скользит по стенке цилиндра и поэтому практически не деформируется.

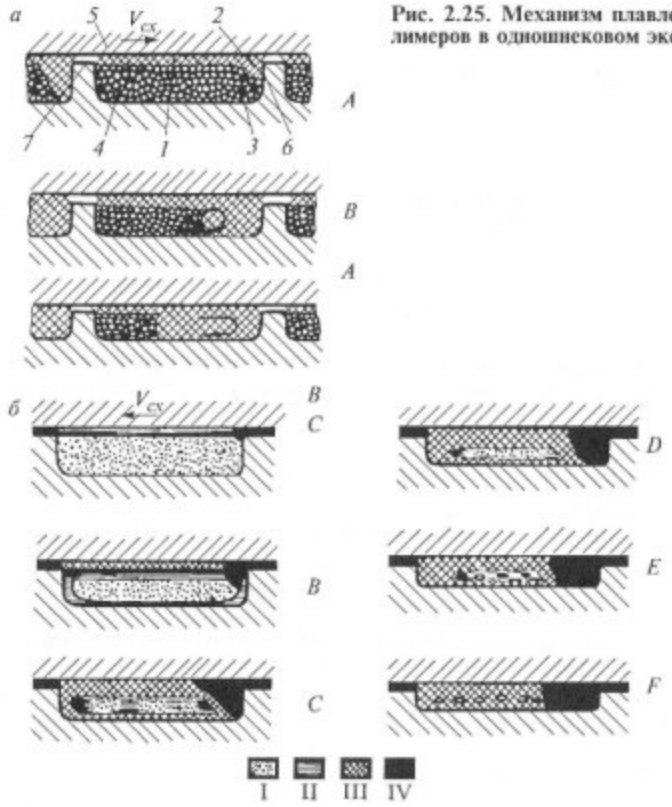


Рис. 2.25. Механизм плавления полимеров в одношнековом экструдере

Подобное же явление наблюдается и у стенок шнека, однако размягчение идет с меньшей скоростью, так как относительная скорость скольжения и, следовательно, тепловыделение на поверхности шнека меньше. Толщина области размягчения и уплотнения II и следующей за ней области перехода в вязкотекучее состояние III по мере транспортировки растет (стадии от *B* до *F*). Полимер в зазоре между гребнем *7* шнека и цилиндром *5* испытывает воздействие гораздо бóльших напряжений, и поэтому при плавлении подвергается деформации сдвига (смешению), вытекая из зазора и скапливаясь у пассивной (в отличие от пленочного режима) стенки канала. Здесь образуется область IV минимально смешанного расплава, доля которой в сечении к моменту полного проплавления всего полимера мала. Скорость нагрева в блочном режиме гораздо ниже, чем в пленочном, так как практически отсутствуют конвективный теплообмен и диссипативные тепловыделения. В связи с этим длина зоны плавления больше, и по-

этому более затруднен отвод к загрузочной воронке воздуха из зоны II уплотняющегося полимера. Причина неудовлетворительного смешения в этой зоне при блочном механизме плавления очевидна. Данный режим плавления имеет место при переработке непластифицированного поливинилхлорида как в виде порошка, так и в виде гранул. Детализация картины этого режима принадлежит авторам работы [25].

В соответствии с различием причин плохого качества смешения полимера с его расплавом в этих режимах меры по его улучшению также различны.

Для блочного режима усилия направлены на развитие деформирования расплава. С этой целью применяют шнеки с эксцентричным сердечником или синусоидально изменяющимся его диа-

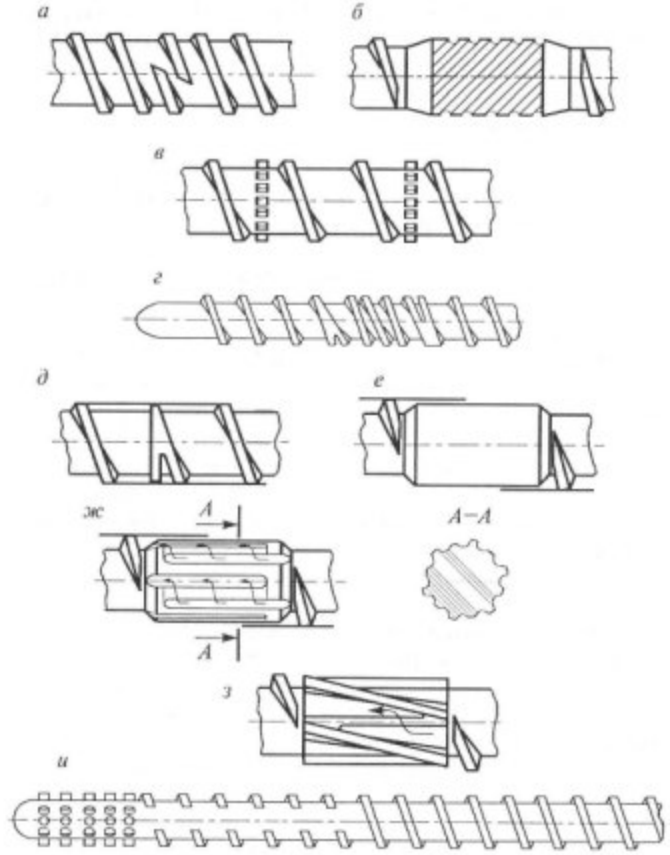


Рис. 2.26. Конструкции смесительных элементов

метром (цикличное изменение глубины канала), шнеки с прерывистой нарезкой (рис. 2.26, *а*) или с участками обратной нарезки, торпеды с винтовыми каналами [25] и штыри (рис. 2.26, *б, в*). Эффективность этих элементов далеко не эквивалентна.

Для пленочного режима плавления полимера существует концепция сохранения пленочного режима до конца плавления или принудительного отбора образовавшегося расплава с фильтрацией нерасплавленных частиц. Этой концепции отвечают шнек с двумя нарезками винтового канала различного шага и различной высоты гребня (рис. 2.26, *г*) и устройства самой различной конструкции, фильтрующие расплав через малый зазор (рис. 2.26, *д, е, ж, з*). Однако исследования, проведенные автором работы [13], показали, что для интенсификации процесса плавления пленочный режим надо разрушать принудительно, причем еще задолго до его естественного вырождения. При этом считают, что поглощение расплавом агломератов твердого полимера не замедляет, а ускоряет процесс их плавления и смешения. Для реализации этого принципа предлагают конструкцию шнека, показанную на рис. 2.26, *и* [30, 31].

2.6.2. КИНЕТИКА ПЛАВЛЕНИЯ ПОЛИМЕРА В КАНАЛЕ ШНЕКА В ПЛЕНОЧНОМ РЕЖИМЕ

2.6.2.1. РЕШЕНИЕ В НЬЮТОНОВСКОМ ПРИБЛИЖЕНИИ

Качественная картина механизма плавления приведена на рис. 2.27, *а*. В соответствии с работами [23—25], плавление материала начинается при соприкосновении его с внутренней стенкой цилиндра *1*. Образующаяся тонкая пленка расплава *2* снимается гребнем витка, как только толщина пленки δ станет больше величины радиального зазора *6* между витком нарезки *7* и цилиндром *1*. Пластицированный расплав *5* собирается у толкающей кромки. Ширина твердой зоны по мере продвижения материала вдоль канала уменьшается, а зона расплава увеличивается, и процесс плавления заканчивается тогда, когда твердый материал *4* совершенно исчезает.

Математическое описание зоны плавления было осуществлено Тадмором [34]. Модель строилась в предположении, что процесс плавления является стационарным, и, следовательно, поля скоростей и температур в каждом сечении независимы от времени. Далее предполагалось наличие температуры плавления твердого материала в отличие от реальной температурной области плавления; считалось, что твердая зона — гомогенная непрерывная среда, а поперечные сечения канала и твердой зоны — прямоугольные. Идеализированный механизм плавления следующий: тепло к границе раздела подводится через движущуюся пленку от стенки цилиндра; дополнительное тепло генерируется вязкой диссипацией в пленке. Теплообменом с циркулирующим в зоне расплава полимером пренебрегают, так как высота твердой зоны много меньше ее ширины. Теплообменом за счет проводимости и конвекции в направлении оси винтового канала также пренебрегают. При расчете теплообмена считают, что толщина твердой зоны бесконечно велика, поскольку коэффициент теплопроводности немонолитного полимера очень мал, и температура по мере удаления от границы раздела *3* быстро снижается, приближаясь к постоянной температуре полимера в массе твердой зоны (рис. 2.27, *а*). Скорость плавления зависит от разности теплового потока, подводимого к границе раздела *3* от пленки *2*, и теплового потока, отводимого от нее к твердой зоне *4*. Толщина пленки (как предсказываемая теоретически, так и измеренная экспериментально) очень мала (около 0,02 см) [13], в то время как скорость движения цилиндра очень высока (около 10—110 см/с). Это обеспечивает правомерность представления о движении пленки как о вынужденном потоке между двумя бесконечными параллельными пластинами. Верхняя пластина — внутренняя поверхность корпуса, движущаяся со скоростью V_{cx} и имеющая температуру T_b, а нижняя пластина — поверхность раздела фаз *3*, температура которой равна температуре плавления T_g (эта поверхность движется вдоль по каналу с постоянной скоростью V_{cz}. Расплав считается ньютоновской жидкостью.

В такой постановке уравнение теплопроводности для твердой зоны принимает следующий вид:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial y^2} = \frac{V_{sy}}{a_s}\frac{\partial T}{\partial y}, \qquad (2.13)$$

где V_{sy} — средняя скорость твердого вещества в направлении y (см.рис. 2.27); a_s — коэффициент температуропроводности твердого вещества.

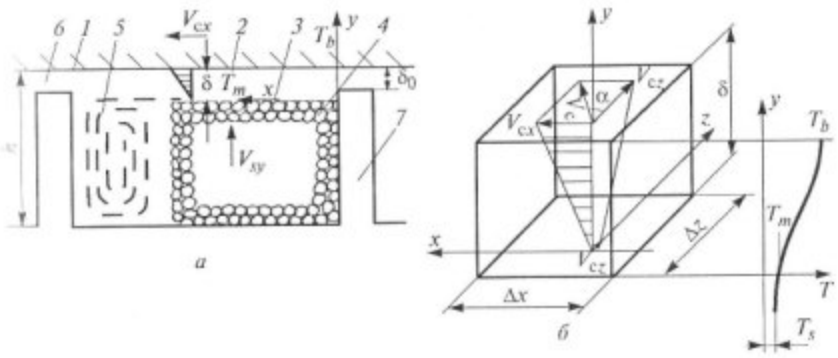


Рис. 2.27. **Модель плавления полимеров по Тадмору [6]**

Граничные условия:

$$y = 0, \quad T = T_g; \qquad y = h, \quad T = T_0,$$

где T_0 — температура основной массы пробки *4*, равная температуре полимера на входе в канал.

Решение уравнения (2.13) описывает стационарное распределение температур в твердой пробке, движущейся с постоянной скоростью V_{cx} (рис. 2.27, *б*):

$$\frac{T - T_0}{T_g - T_0} = \exp\frac{V_{sy} y}{a_s}. \tag{2.14}$$

Уравнение энергии для расплава имеет вид:

$$K_m \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + A\tau\dot{\gamma} = 0; \tag{2.15}$$

$$\mu = \tau/\dot{\gamma}; \tag{2.16}$$

при

$$y = 0, \quad T = T_g; \qquad y = \delta, \quad T = T_b;$$

μ = const (не зависит от температуры).

Решение (2.15):

$$\frac{T - T_g}{T_b - T_g} = \frac{\mu\left(\Delta V_c\right)^2}{2K_m\left(T_b - T_g\right)} \frac{y}{\delta}\left(1 - \frac{y}{\delta}\right) + \frac{y}{\delta}, \tag{2.17}$$

где δ — толщина слоя расплава, зависящая от продольной координаты z; $\tau, \dot{\gamma}$ – напряжение и скорость сдвига; ΔV_c — модуль разности вектора относительной скорости корпуса и вектора скорости движения пробки:

$$\Delta\vec{V}_c = \vec{V}_c - \vec{V}_s; \quad \Delta V_c = \left[\left(V_{cz} - V_{sz}\right)^2 + V_{cx}^2\right]^{1/2}. \tag{2.18}$$

Тепловой поток от слоя расплава к поверхности раздела определяется соотношением:

$$-g_{fy}\big|_{y=0} = K_m \frac{\partial T}{\partial y} = \frac{K_m}{\delta}\left(T_b - T_g\right) + \mu\frac{\left(\Delta V_c\right)^2}{2\delta}, \tag{2.19}$$

где K_m — коэффициент теплопроводности расплава.

Тепловой поток от поверхности раздела *3* к внутренним областям пробки *4* равен:

$$-g_{sy}\big|_{y=0} = a_s\left(\frac{\partial T}{\delta y}\right)_{y=0}. \tag{2.20}$$

Разность между количеством тепла g_{fy}, подводимым к поверхности раздела *3*, и количеством тепла g_{sy}, отводимым от нее в твердую пробку *4*, — это тепло g_s, расходуемое на плавление на единице поверхности раздела материала:

$$g_s = g_{fy} - g_{sy}. \tag{2.21}$$

Вводя выражения (2.19) и (2.20) в уравнение (2.21), получим:

$$V_{sy}\rho_s\lambda_s = \frac{K_m}{\delta}\left(T_b - T_g\right) + \frac{\mu\left(\Delta V_c\right)^2}{2\delta} - \rho_s C_{ps}\left(T_g - T_0\right)V_{sy}, \tag{2.22}$$

где C_{ps} — удельная теплоемкость пробки полимера; λ_s — скрытая теплота плавления; μ — эффективная вязкость при градиенте скорости $\dot{\gamma}$.

Уравнение теплового баланса (2.22) связывает толщину слоя расплава δ со скоростью движения пробки V_{sy} в направлении оси y. Рассмотрим участок твердой зоны единичной длины (в направлении z). Для этого участка количество материала, проходящего через поверхность раздела фаз со стороны твердой пробки, должно быть равно массовому расходу в пленке, причем оба эти расхода должны быть равны ω — скорости плавления на единичной длине канала:

$$\omega = V_{sy} X \rho_s = 0{,}5\left(V_{sx}\delta\rho_m\right), \tag{2.23}$$

где X — ширина пробки в направлении x; ρ_m и ρ_s – плотность расплава и твердого материала соответственно.

Это уравнение материального баланса устанавливает зависимость между толщиной слоя расплава δ, скоростью движения пробки V_{sy} в направлении оси y и шириной пробки X. Уравнения (2.22) и (2.23) позволяют получить значения δ и ω как функции X, физических характеристик полимера и режима переработки:

$$\delta = \sqrt{\frac{\left[2K_m\left(T_b - T_g\right) + \mu\left(\Delta V_c\right)^2\right]X}{V_{cx}\rho_m C_{ps}\left(T_g - T_0\right) + \lambda}}; \tag{2.24}$$

$$\omega = \Phi\sqrt{X}, \tag{2.25}$$

где

$$\Phi = \sqrt{\frac{V_{cx}\rho_m\left[K_m\left(T_b - T_g\right) + (\mu/2)\left(\Delta V_c\right)^2\right]}{2\left[C_{cs}\left(T_g - T_0\right) + \lambda\right]}}. \tag{2.26}$$

Как видно из уравнений (2.24) и (2.25), значения δ и ω максимальны в начале зоны плавления, когда $X = W$, и убывают до нуля при $X = 0$.

Для определения ширины твердой зоны было составлено дифференциальное уравнение материального баланса:

$$Xh\rho_s V_{cz}\big|_z - Xh\rho_s V_{cz}\big|_{z+dz} = \omega dz, \qquad (2.27)$$

где h — глубина винтового канала, которую считают равной толщине пробки.

При

$$h = h_0 - \beta z,$$

где h — высота твердой пробки, равная разности глубины винтового канала и толщины пленки расплава; h_0 — высота винтового канала в начале зоны плавления; β — приращение высоты канала на единице его длины (конусность),

получим решения для конического шнека в зоне плавления.

Преобразуя (2.27), получим:

$$\frac{d}{dz}(Xh) = -\frac{\omega}{V_{sz}\rho_s}. \qquad (2.28)$$

Решение этого уравнения в окончательном виде после подстановок и преобразований имеет вид:

$$\frac{X}{\omega} = \frac{W}{\omega}\left\{\frac{H}{æ} - \frac{\frac{H}{æ} - 1}{\left[1 - \frac{z}{z_n}\left(2 - \frac{æ}{H}\right)\frac{æ}{H}\right]^{1/2}}\right\}^2; \qquad (2.29)$$

$$H = \frac{\Phi\omega}{W^{1/2}G/h_0}, \qquad (2.30)$$

где G — массовый расход;

$$G = V_{sz}Wh\rho_s; \qquad (2.31)$$

z_n — необходимая длина зоны плавления; æ — тангенс половины угла конусности сердечника шнека.

Таким образом, уравнения, полученные Тадмором, показывают изменения толщины пленки расплава, ширины твердой зоны, а также скорости плавления в направлении транспортировки материала.

2.6.2.2. РЕШЕНИЕ В НЕНЬЮТОНОВСКОМ ПРИБЛИЖЕНИИ

Процесс плавления полимера в переходной зоне имеет место в основном на границе раздела $y = 0$ (рис. 2.28, *а*) между тонкой пленкой расплава *III* и твердым полимером, имеющим температуру T^* за счет передачи тепла от стенки цилиндра и диссипативных тепловыделений в пленке. Поступающий из твердой области *I* расплав увле-

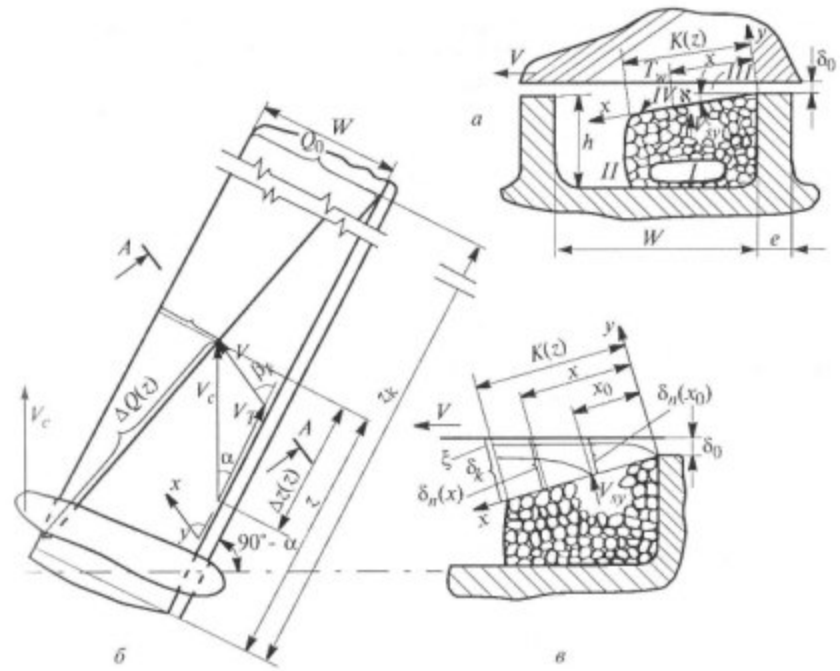


Рис. 2.28. К анализу процесса плавления полимера в переходной зоне одношнекового экструдера:

а – поперечное сечение винтового канала; *б* – развертка винтового канала с векторной диаграммой скоростей потока; *в* – схема плавления полимера

кается из нее стенкой цилиндра и скапливается у толкающей стенки канала шнека, образуя область расплава *II* шириной $[W - K(z)]$. Вследствие расхода расплава из пленки уменьшается ширина $K(z)$ твердой зоны, перемещающейся вдоль канала со скоростью V_T (рис. 2.28, *б*). При $z = z_K$ процесс плавления заканчивается.

При рассмотрении движения расплава полимера в пленке примем прямоугольную систему координат x—y (см. рис. 2.27, *а, в*) с координатой x, фиксированной на поверхности раздела, которую вследствие малости ее кривизны будем считать плоской, причем малость углов æ [реальные соотношения $\delta(x)/K(z) << 10^{-1}$] позволяет ввести допущение о параллельности поверхности и стенки цилиндра.

Ось x лежит в вертикальной плоскости, проходящей через вектор скорости цилиндра относительно твердой зоны $\vec{V} = \vec{V}_c - \vec{V}_T$, где V_c — скорость цилиндра относительно шнека. При наличии расхода через поверхность $y = 0$ со скоростью V_{sy} (рис. 2.28, *а*) толщина

пленки $\delta = \partial(x)$ и $V_{sy} = V \sin æ$, $V_{cx} = V \cos æ$, причем вследствие малости $æ V_x = V$, $\mathrm{tg}\, æ = \mathrm{d}\delta(x)/\mathrm{d}x = \sin æ$, так что $V_{sy} = V \mathrm{d}\delta(x)/\mathrm{d}x$.

Основные уравнения гидродинамики и теплообмена в этом случае принимают следующий вид [32, 33]:
уравнение неразрывности:

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} = 0; \tag{2.32}$$

уравнение движения:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial y} = 0; \tag{2.33}$$

реологическое уравнение (при очевидном для данного случая условии $\partial v_x / \partial y >> \partial v_y / \partial x$):

$$\tau_{xy} = m\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)^n; \; m = m_0 \exp\frac{b}{T - T^*}; \tag{2.34}$$

уравнение энергии (при учете условия $\frac{\partial T}{\partial x} << \frac{\partial T}{\partial y}$):

$$\rho C v_y \frac{\partial T}{\partial y} = \lambda \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + A \tau_{xy} \frac{\partial v_x}{\partial y} \tag{2.35}$$

при граничных условиях

1) $y = 0$, $v_y = V_{sy}$, $v_x = 0$, $T = T^*$; (2.36)

2) $y = \delta(x)$, $v_y = 0$, $v_x = V$, $T = T_b$. (2.37)

В уравнениях (2.13)—(2.17) приняты следующие обозначения:

v_x, v_y — компоненты линейной скорости расплава полимера вдоль осей x и y; p — давление расплава; τ_{xy} — напряжение сдвига по оси x в плоскости, перпендикулярной оси y; b, m, n — реологические константы; m_0 — значение m при $T = T^*$; T — текущее значение температуры расплава; T^* — температура твердой пробки полимера; $b = \Delta E/R$; ΔE — энергия активации вязкого течения; R — универсальная газовая постоянная; λ — коэффициент теплопроводности расплава; A — термический эквивалент работы; T_b — температура стенки цилиндра; V — скорость цилиндра относительно твердой пробки.

Совместное решение уравнений (2.14) и (2.15) приводит к следующим выражениям для τ_{xy} и v_x:

$$\tau_{xy} = \left[\frac{V}{J_1(1)\delta}\right]^n m_0, \qquad v_x(y) = V\frac{J_1(y)}{J_1(\delta)} = V\frac{J_1(\xi)}{J_1(1)}. \tag{2.38}$$

Здесь и далее $J_i(j)$ обозначает i-кратный определенный интеграл по переменной j с пределами от 0 до j от функции вида $\exp\frac{-b}{n[T(\varphi) - T^*]}$, причем при $\varphi = y$, $j = y$ и $j = \delta$, а при $\varphi = \xi = y/\delta$, $j = \xi$ и $j = 1$.

Введя выражение для $v_x(y)$ в уравнение неразрывности (2.32) и выполняя интегрирование по y при граничном условии (2.36) для v_y, получаем выражение для v_y:

$$-V_{sy} + v_y = \int_0^y \frac{\partial}{\partial x}\left[\frac{V}{J_1(\delta)} J_1(y)\right] \mathrm{d}y = V \int_0^y J_1(y) \frac{\partial}{\partial x}\left[\frac{1}{J_1(\delta)}\right] \mathrm{d}y =$$

$$= V \frac{\partial}{\partial x}\left[\frac{1}{J_1(\delta)}\right] J_2(y) = V\left\{\frac{\partial}{\partial x}\left[\frac{1}{\delta(x)}\right]\right\} \frac{J_2(y)}{J_1(1)} = -V \frac{J_2(\xi)}{J_1(1)}\left(\frac{\mathrm{d}\delta}{\mathrm{d}x}\right). \tag{2.39}$$

Определив величину $(\mathrm{d}\delta/\mathrm{d}x)$ введением граничных условий (2.37) для v_y в уравнение (2.39):

$$\frac{\mathrm{d}\delta}{\mathrm{d}x} = \frac{V_{sy}}{V}\left[\frac{J_1(1)}{J_2(1)}\right],$$

получаем

$$v_y(\xi) = V_{sy}\left[1 - \frac{J_2(\xi)}{J_1(1)}\right]. \tag{2.40}$$

Введение выражений для v_y, τ_{xy} и $\mathrm{d}v_x/\mathrm{d}_y$ [уравнений (2.40), (2.38) и (2.34)], приближенная замена в первом слагаемом

$$\frac{\partial T}{\partial y} = \frac{T_b - T^*}{\delta}$$

и допущение о том, что интенсивность диссипативных тепловыделений приблизительно зависит от усредненной по площади поверхности раздела толщины пленки

$$\bar{\bar{\delta}} = \int_0^z \mathrm{d}z \int_0^K \delta(z, x)\mathrm{d}x,$$

приводят к следующему виду уравнения энергии:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial y^2} = a_s^{-1}\left(T_b - T^*\right)\bar{\bar{\delta}} V_{sy}\left[1 - \frac{J_2(\xi)}{J_1(1)}\right] - \frac{A}{\lambda}\left[\frac{V_c}{J_1(1)}\right]^{1+n} \times$$

$$\times m_0 \bar{\bar{\delta}}^{1-n} \exp\frac{-b}{n\left(T - T^*\right)}. \tag{2.41}$$

Решение уравнения (2.41) при граничных условиях (2.36) и (2.37) имеет вид:

$$\bar{\theta}=\frac{T(\xi)-T^*}{T_b-T^*}=\xi+\bar{\bar{\delta}}^{1-n}\beta\frac{J_2(1)}{J_1(1)^{1+n}}\left[\xi-\frac{J_2(\xi)}{J_1(1)}\right]-$$

$$-a_s^{-1}V_{sy}\bar{\bar{\delta}}\left\{\frac{1}{2}\xi(1-\xi)-\frac{J_4(1)}{J_2(1)}\left[\xi-\frac{J_4(\xi)}{J_4(1)}\right]\right\}, \qquad (2.42)$$

где $\beta=\dfrac{A}{\lambda}\dfrac{V^{1+n}}{\left(T_b-T^*\right)}m_0$.

Тепловой поток q_y от пленки к границе раздела обеспечивает прогрев полимера, поступающего из области твердого материала, от T_0 до T^*, что математически выражается в виде:

$$q_y\big|_{y=0}=\lambda\left(\frac{\partial T}{\partial y}\right)_{y=0}=\frac{\lambda}{\delta}\left(\frac{\partial T}{\partial \xi}\right)_{\xi=0}=\rho C V_{sy}\left(T^*-T_0\right). \qquad (2.43)$$

Определяя из уравнения (2.42) величину $(\partial T/\partial\xi)\big|_{\xi=0}$ и вводя в выражение (2.43), получаем соотношение между V_{sy} и δ:

$$V_{sy}=\frac{\psi}{\delta}a_s;\ \psi=\left[\frac{1+\bar{\bar{\delta}}^{1-n}\beta\dfrac{J_2(1)}{J_1(1)^{1+n}}}{B+\dfrac{1}{2}-\dfrac{J_4(1)}{J_2(1)}}\right];\ B=\frac{T^*-T_0}{T_b-T^*}. \qquad (2.44)$$

Интегрирование выражения $(d\delta/dx)$ по x, где $V_{sy}(\delta)$ определяется формулой (2.44), в которой ψ не зависит от x, при граничных условиях

$$\delta\big|_{x=0}=0,\ \delta\big|_{x=x}=\delta(x),\ \delta\big|_{x=K}=\delta_K \qquad (2.45)$$

приводит к выражениям для δ_x и δ_K:

$$\delta_x=\sqrt{\frac{2\psi a_s x}{V}\frac{J_1(1)}{J_2(1)}}; \qquad (2.46)$$

$$\delta_K=\sqrt{\frac{2\psi a_s K}{V}\frac{J_1(1)}{J_2(1)}}. \qquad (2.47)$$

Из формулы (2.46) можно получить выражение для среднеинтегральной по x толщины пленки $\bar{\delta}$:

$$\bar{\delta}=\frac{1}{K}\int_0^K\delta(x)\mathrm{d}x=\frac{2}{3}\left\{\frac{2\psi a_s}{V}\left[K\frac{J_1(1)}{J_2(1)}\right]\right\}^{\frac{1}{2}}. \qquad (2.48)$$

Массовое соотношение, заключающееся в том, что скорость уменьшения расхода твердого полимера через сечение $h(z)\times K(z)$ (см. рис. 2.28) в направлении оси z равна расходу расплава из пленки в область жидкого ядра *II*, имеет следующий вид:

$$\frac{\mathrm{d}}{\mathrm{d}z}\left[\rho_T V_z(hK)\right]=-\rho_T\int_0^{\delta_K}v_x(y)\mathrm{d}y; \qquad (2.49)$$

$$\frac{\rho_T}{\rho}V_z\frac{\mathrm{d}}{\mathrm{d}z}(hK)=-\delta_K\int_0^1 v_x(\xi)\mathrm{d}\xi, \qquad (2.50)$$

где ρ_T, ρ – плотность твердой пробки полимера и его расплава.

На значительной длине z материал твердой области, будучи достаточно прогретым, столь уплотнен, что практически монолитен. При учете слабой зависимости плотности от температуры будем далее считать, что $\rho_T/\rho = 1$.

Зависимости $v_x(\xi)$ и $\delta_K(K)$ представлены формулами (2.38) и (2.47).

Интегрирование (2.50) по z в пределах

$$K\big|_{z=0}=W;\ K\big|_{z=Z}=K(z)$$

для шнека с постоянной глубиной канала $h = h_0$ приводит к зависимости, позволяющей определить длину зоны плавления $z_K=z\big|_{K=0}$:

$$\bar{z}=\left(1-\bar{K}\right);\ z=\left(\frac{Va_s}{2W}\right)^{\frac{1}{2}}\frac{1}{G}\left(\frac{1}{V_z h_0}\right)Z;\ \bar{K}=\frac{K}{W};\ G=\frac{1}{\psi}\left[\frac{J_2(1)}{J_1(1)}\right]^{\frac{1}{2}}. \qquad (2.51)$$

Однако прежде необходимо определить величину $\bar{\bar{\delta}}$, входящую в выражение (2.44) для ψ.

Получив из формулы (2.51) соотношение между $\overline{\mathrm{d}z}$ и $\overline{\mathrm{d}K}$

$$\mathrm{d}\bar{z}=-2^{-1}\bar{K}^{-\frac{1}{2}}\mathrm{d}\bar{K},$$

в соответствии с определением $\bar{\bar{\delta}}$ при учете выражения (2.48) имеем:

$$\bar{\bar{\delta}}=\int_0^1\bar{\delta}(K)\mathrm{d}\bar{z}=\left\{\frac{1}{3}\left(\frac{2Wa_s}{V}\right)^{\frac{1}{2}}\left[\frac{J_1(1)}{J_2(1)}\right]^{-\frac{1}{2}}\right\}\psi^{\frac{1}{2}}\left(\bar{\bar{\delta}}\right). \qquad (2.52)$$

При введении безразмерных параметров

$$\Delta = \frac{b}{T^* - T_0};\ E = \frac{Am_0}{\lambda\left(T^* - T_0\right)}\left(\frac{2a_s W}{9}\right)^{\frac{1-n}{2}} V^{\frac{1+3n}{2}};\ F = \frac{T_b - T^*}{T^* - T_0} \quad (2.53)$$

(причем E зависит только от свойств материала) решение задачи, включая формулу (2.51), принимает окончательно следующий вид:

$$\theta = F\bar{\theta} = F\xi + \bar{\delta}^{1-n} E \frac{J_2(1)}{J_1(1)^{1+n}}\left[\xi - \frac{J_2(\xi)}{J_2(1)}\right] -$$

$$-\psi F\left\{\frac{1}{2}\xi(1-\xi) - \frac{J_4(1)}{J_2(1)}\left[\xi - \frac{J_4(\xi)}{J4(1)}\right]\right\}; \quad (2.54)$$

$$\psi = \frac{1 + \bar{\delta}^{1-n} E \dfrac{J_2(1)}{J_1^{1+n}(1)}}{\dfrac{1}{F} + \dfrac{1}{2} - \dfrac{J_4(1)}{J_3(1)}}; \quad (2.55)$$

$$\bar{\delta}_1 = \psi^{\frac{1}{2}}\left[\frac{J_1(1)}{J_2(1)}\right]^{\frac{1}{2}}, \quad (2.56)$$

где подинтегральная функция в J_i (j) имеет вид $\exp\left[-\dfrac{\Delta}{n\bar{\theta}(\xi)}\right]$, а безразмерная переменная $\bar{\delta}_1$ связана с ее физическим аналогом соотношением

$$\bar{\delta}_1 = \bar{\delta}\left(\frac{9V}{2Wa_s}\right)^{\frac{1}{2}}.$$

Порядок численного решения с использованием ЭВМ сводится к итеративной операции по определению $\bar{\delta}_1$ и ψ по формулам (2.54)—(2.56) при принятии в первом приближении $\theta(\xi) = F\xi$ и к последующему вычислению множителя G в формуле (2.51).

Для вычисления значений V и $V_т$ (см. рис. 2.28), зависящих от расхода Q, рассмотрим сечение канала шнека плоскостью, перпендикулярной оси z. Расход через это сечение равен:

$$Q = V_т\left(t - \frac{e}{\cos\alpha}\right)h_0, \quad (2.57)$$

где $(t - e/\cos\alpha)$ — ширина канала шнека; h_0 – глубина канала шнека в зоне загрузки.

Отсюда находим выражение для $V_т$:

$$V_т = \frac{Q}{\left(t - \dfrac{e}{\cos\alpha}\right)h_0}. \quad (2.58)$$

Для определения скорости V цилиндра относительно твердой зоны воспользуемся выражением, записанным в векторной форме

$$\vec{V} = \vec{V}_c - \vec{V}_т$$

или в скалярном виде:

$$V = \sqrt{V_c^2 + V_т^2 - 2V_c V_т \cos\alpha}. \quad (2.59)$$

Таким образом, уравнение (2.58) совместно с (2.59) дает искомую связь V и Q.

В уравнении (2.54) первое, второе и третье слагаемые представляют собой вклады, вносимые в распределение температуры в пленке теплообменом за счет теплопроводности, диссипативных тепловыделений и конвективного теплового потока в направлении y, идущего на прогрев расплава, который поступает от границы раздела в пленку расплава.

2.7. РАСЧЕТ ЗОНЫ ДОЗИРОВАНИЯ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

2.7.1. РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА (В НЬЮТОНОВСКОМ ПРИБЛИЖЕНИИ)

Зона дозирования одношнековых экструдеров является наиболее изученной. Расчет производительности и мощности привода одношнековых экструдеров производится в настоящее время на основе анализа процессов, протекающих в зоне дозирования.

Это объясняется тем, что в этой зоне применимы основные законы гидродинамики сплошных сред (уравнения неразрывности и движения). Зона же сжатия (пластикации), где осуществляется процесс перехода полимера из твердого состояния в жидкое, остается наименее изученной, хотя она оказывает значительное влияние на процесс экструзии и потребляет значительную часть мощности привода. Вероятно, этому можно найти объяснение в том, что перерабатываемый материал в этой зоне находится в переходном состоянии (смесь расплава с твердыми частицами полимера), и в этом случае трудно говорить о применимости указанных выше уравнений. Задача усугубляется еще и тем, что в этой зоне имеет

место нестационарный тепловой процесс, а винтовой канал имеет переменные размеры сечений, вследствие чего доля расплава в смеси переменна по длине зоны сжатия. По этим причинам наибольшее число известных до сих пор исследований посвящено зоне дозирования. Дозирующая зона играет очень большую роль в одношнековом экструдере, так как обычно именно она определяет производительность машины.

В дозирующей зоне существуют три основных потока. *Вынужденный поток* (*прямой поток*) Q_D представляет собой поступательное течение расплава, которое возникает как следствие относительного движения цилиндра и шнека. *Противоток* Q_p, возникающий под действием давления, развивающегося в формирующем инструменте, можно рассматривать как течение расплава в обратном направлении. Третья разновидность потоков — это поток утечки Q_δ в кольцевом зазоре между цилиндром и гребнем шнека. Перепад давления, возникающий вследствие существования повышенного давления в головке, между двумя боковыми поверхностями стенки канала вызывает появление утечки через кольцевой зазор между гребнем шнека и внутренней поверхностью корпуса.

Обычно утечка по сравнению с двумя другими упомянутыми выше потоками очень незначительна и ею в расчетах пренебрегают. Таким образом, производительность дозирующей зоны равна разности между расходом вынужденного потока и расходом противотока и потока утечки:

$$Q = Q_D - Q_p - Q_\delta .$$

Вынужденный поток представляет собой поступательное течение расплава, возникающее вследствие наличия вязкости у жидкости и существования относительного движения шнека и цилиндра. Если представить себе шнековую машину, на выходе из шнека которой расплав не встречает никакого сопротивления, т. е. пакет сит и мундштук отсутствуют, то в этом случае давление в головке будет равно нулю. Поэтому в канале шнека противоток не возникнет. Материал, находящийся в кольцевом пространстве между вращающейся наружной поверхностью сердечника шнека и внутренней поверхностью корпуса, подвергается сдвиговой деформации, которая в результате воздействия боковых стенок винтового канала превращается в поступательное движение материала по каналу, т. е. в вынужденный поток. Основными параметрами, определяющими величину объемного расхода вынужденного потока, являются глубина и ширина канала, диаметр шнека и скорость его вращения.

Противоток возникает в результате существования избыточного давления расплава в головке экструдера. Чтобы лучше понять причину появления противотока, представим, что шнек неподвижен, а в головке машины имеется избыточное давление. В таком

случае винтовой канал шнека уподобится длинной насадке прямоугольного сечения. Тогда вследствие существования давления в головке расплав полимера потечет в обратном направлении вдоль винтового канала. В действительности противоток представляет собой своеобразное ограничение вынужденного потока, численно равное производительности противотока, возникающего вследствие существования в винтовом канале градиента давления. Практически в канале шнека никогда не возникает потока в обратном направлении. На величину противотока влияют глубина винтового канала, длина зоны выдавливания, диаметр шнека, вязкость расплава и величина давления в головке.

При гидродинамическом анализе зоны дозирования одношнековых экструдеров (аналогия с винтовым насосом) используются следующие общепринятые предположения:

а) винтовой канал, образованный нарезкой шнека и стенкой цилиндра, рассматривается развернутым в плоскость (плоская задача);

б) считают, что шнек неподвижен, а цилиндр движется со скоростью V_c в направлении, перпендикулярном оси шнека (для определения положения частицы жидкости по отношению к шнеку);

в) массовыми силами можно принебречь;

г) жидкость заполняет винтовой канал полностью и прилипает к стенкам (к поверхностям шнека и цилиндра);

д) жидкость несжимаема, и температура ее одинакова по всему объему (изотермичность процесса);

е) рассматривается прямоугольный профиль винтового канала с постоянными размерами по длине, т. е. поперечное сечение канала не является функцией координаты z;

ж) ширина винтового канала W намного больше его глубины h, т. е. $W >> h$ (рис. 2.29);

з) учитываются только поперечная v_x и продольная v_z компоненты скорости — предполагается, что вертикальная составляющая v_y скорости жидкости не оказывает существенного влияния на процесс экструзии, т. е.

$$v_x >> v_y, \quad v_z >> v_y.$$

Из последнего допущения следует, что в расчетах рассматриваются только компоненты вектора скорости v_x и v_y. Если предположить, что жидкость несжимаема, что поток установивший-



Рис. 2.29. Плоская модель зоны дозирования одношнекового экструдера

ся и что вязкость постоянна, и если не принимать в расчет члены, выражающие ускорение, то компоненты x и z уравнения количества движения примут вид (для каналов, у которых $W >> h$):

$$\frac{1}{\mu}\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2}; \tag{2.60}$$

$$\frac{1}{\mu}\frac{\partial p}{\partial x} = \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2}, \tag{2.61}$$

где $\partial p/\partial z$ и $\partial p/\partial x$ — градиенты давления в направлениях осей z и x; v_z, v_x — скорости частиц жидкости в направлениях осей z и x.

Двойным интегрированием уравнения (2.60) получим следующее выражение:

$$v_z = \frac{1}{\mu}\frac{\partial p}{\partial z}\frac{y^2}{2} + C_1 y + C_2. \tag{2.62}$$

Постоянные интегрирования C_1 и C_2 выражения (2.62) находятся из следующих граничных условий, вытекающих из предположения прилипаемости жидкости к стенкам винтового канала:

$$\begin{aligned} y &= 0, \qquad & v_z &= 0; \\ y &= h, \qquad & v_z &= V_{cz}, \end{aligned}$$

где V_{cz} – компонента вектора скорости стенки цилиндра в направлении оси z.

При подстановке граничных условий в уравнение (2.62) получим:

$$\begin{aligned} C_2 &= 0; \\ C_1 &= \frac{V_{cz}}{h} - \frac{1}{\mu}\frac{\partial p}{\partial z}\frac{h}{2}. \end{aligned} \tag{2.63}$$

Тогда из уравнения (2.62) следует:

$$v_z = V_{cz}\frac{y}{h} - \frac{1}{2\mu}\frac{\partial p}{\partial z}\left(yh - y^2\right). \tag{2.64}$$

Первый член правой части уравнения (2.64) описывает скорость частиц вынужденного (прямого) потока v_{zd} жидкости, обусловленного относительным движением поверхностей цилиндра и шнека, а второй член — скорость потока под давлением (противотока) v_{zp}, обусловленного наличием сопротивления головки (формующего инструмента) (рис. 2.30, *а*).

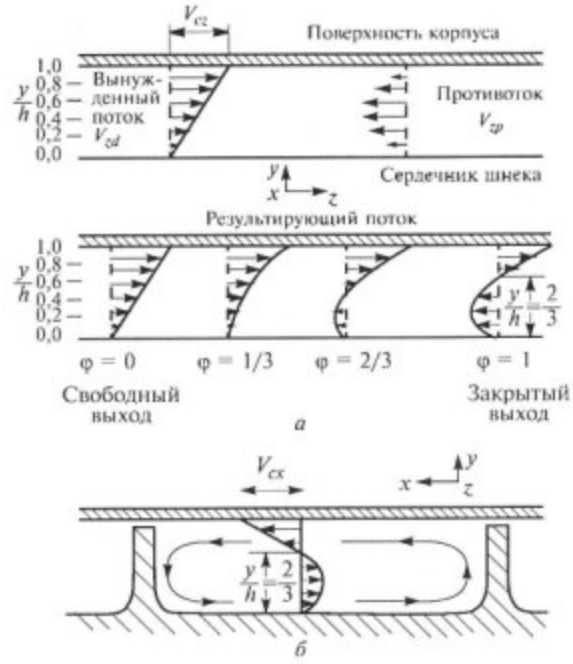


Рис. 2.30. Эпюры скоростей потока в зоне дозирования одношнекового экструдера:

а – вдоль винтового канала; *б* – поперек винтового канала

Решение уравнения (2.61) при граничных условиях

$$\begin{aligned} y &= 0, \qquad & v_x &= 0; \\ y &= h, \qquad & v_x &= V_{cx} \end{aligned} \tag{2.65}$$

(где V_{cx} – компонента вектора скорости стенки цилиндра V_c в направлении оси x) записывается в виде:

$$v_x = -V_{cx}\frac{y}{h} - \frac{1}{2\mu}\frac{\partial p}{\partial x}\left(yh - y^2\right). \tag{2.66}$$

В последнем уравнении первый член правой части описывает скорость вынужденного потока жидкости, обусловленного наличием V_{cx} стенки, а второй член — скорость потока под давлением из-за наличия градиента давления $\partial p/\partial x$ (рис. 2.30, *б*).

Появление компоненты скорости v_x объясняется наличием поперечной циркуляции жидкости в винтовом канале шнека, обусловленной толкающим действием боковых стенок винтового канала. Следовательно, если пренебречь утечками через радиальный

зазор, величина которых обычно очень мала, суммарное значение расхода для течения в поперечном направлении будет равно нулю, так как с обеих сторон поток ограничен стенками канала. Поэтому

$$\int_0^h v_x \mathrm{d}y = 0. \tag{2.67}$$

Градиент давления $\partial p/\partial x$ по направлению x находят подстановкой v_x [уравнение (2.66)] в уравнение (2.67) и интегрированием получающегося при этом выражения. В результате можно легко убедиться, что

$$\frac{\partial p}{\partial x} = -\frac{6\mu V_{cx}}{h^2}. \tag{2.68}$$

Подстановкой этого значения $\partial p/\partial x$ в уравнение (2.66) окончательно получим:

$$v_x = y\frac{V_{cx}}{h}\left(2 - \frac{3y}{h}\right). \tag{2.69}$$

Объемный расход жидкости Q можно получить интегрированием компоненты v_z вектора скорости жидкости по поперечному сечению канала, перпендикулярному оси z. Математически это выразится уравнением:

$$Q = W\int_0^h v_z \mathrm{d}y. \tag{2.70}$$

Совместным решением уравнений (2.64) и (2.70) окончательно получим:

$$Q = \frac{WV_{cz}h}{2} - \frac{1}{12\mu}\frac{\partial p}{\partial z}h^3 W. \tag{2.71}$$

Первый член правой части уравнения (2.71) является расходом прямого (вынужденного) потока, обусловленного относительным движением поверхностей шнека и цилиндра, а второй член — расходом потока под давлением, появляющегося из-за наличия сопротивления экструзионной головки. Преобразуем некоторые переменные последнего уравнения при помощи следующих соотношений (см. рис. 2.29):

$$\begin{gathered} V_{cz} = V_c\cos\alpha = \pi DN\cos\alpha; \\ W = \left(\frac{t}{i} - e\right)\cos = \frac{t}{i}\left(1 - \frac{ie}{t}\right)\cos\alpha; \\ t = \pi D\mathrm{tg}\alpha; \\ \frac{\partial p}{\partial z} \equiv \frac{\Delta p}{z} = \frac{\Delta p}{L}\sin\alpha. \end{gathered} \tag{2.72}$$

Тогда с учетом соотношений (2.72) уравнение (2.71) приводится к следующему виду:

$$\begin{gathered} Q = \frac{\pi^2 D^2 \sin\alpha\cos\alpha\left(1 - \frac{ie}{t}\right)hN}{2} - \frac{1}{12\mu}\frac{\Delta p}{L}h^3\sin^2\alpha\cdot\pi D\times \\ \times\left(1 - \frac{ie}{t}\right) = \alpha_s N - \beta\frac{\Delta p}{\mu_a}, \end{gathered} \tag{2.73}$$

где α_s, β — коэффициенты прямого и обратного потоков; t, h, W — шаг, глубина и ширина винтового канала; D — наружный диаметр шнека; i — число заходов винтовой нарезки шнека; L — длина зоны дозирования шнека; α — угол подъема винтовой нарезки; N — скорость вращения шнека; Δp — падение давления на длине зоны дозирования шнека.

Первый член правой части уравнения (2.73) представляет собой производительность вынужденного потока Q_D, а второй член — производительность потока под давлением Q_p. Видно, что Q_D зависит только от геометрических параметров и частоты вращения шнека N, а поток под давлением — от свойств перерабатываемого материала и технологических режимов экструзии.

Кроме того, в зоне дозирования одношнековых машин существуют утечки через кольцевой зазор между гребнем шнека и внутренней поверхностью цилиндра. Однако ввиду малости ими пренебрегают.

Если уравнение (2.71) записать в виде

$$\frac{Q}{Q_D} = 1 - \frac{h^2}{6\mu V_{cz}}\frac{\partial p}{\partial z} = 1 - \varphi, \tag{2.74}$$

где

$$\varphi = \frac{h^2}{6\mu V_{cz}}\frac{\partial p}{\partial z}, \tag{2.75}$$

то с учетом того, что

$$Q = Q_D - Q_p,$$

легко доказать, что

$$\varphi = Q_p / Q_D. \tag{2.76}$$

Коэффициент φ называют *коэффициентом дросселирования*.

Величина φ оказывает большое влияние на распределение профиля скоростей v_z (рис. 2.30, *а*).

Аналогичным образом можно преобразовать и уравнение (2.64), обозначив при этом через a отношение y/h, т. е. $a = y/h$.

Тогда получим:

$$\frac{v_z}{V_{cz}} = a(1 - 3\varphi + 3a\varphi). \tag{2.77}$$

Легко убедиться, что φ имеет максимальное значение при максимальном градиенте давления (максимальный градиент давления получают в том случае, если выходное отверстие формующего инструмента закрыто). Так как в этом случае продольное перемещение жидкости по винтовому каналу отсутствует, то можно предположить, что

$$\int_0^1 v_z \mathrm{d}a = 0. \qquad (2.78)$$

Если теперь подставить уравнение (2.77) в последний интеграл, то получим выражение, которое показывает, что максимальное значение φ равно единице (только при φ = 1 имеет место равенство нулю левой и правой частей приводимого выражения):

$$\frac{1}{2} - \frac{3}{2}\varphi + \varphi = 0. \qquad (2.79)$$

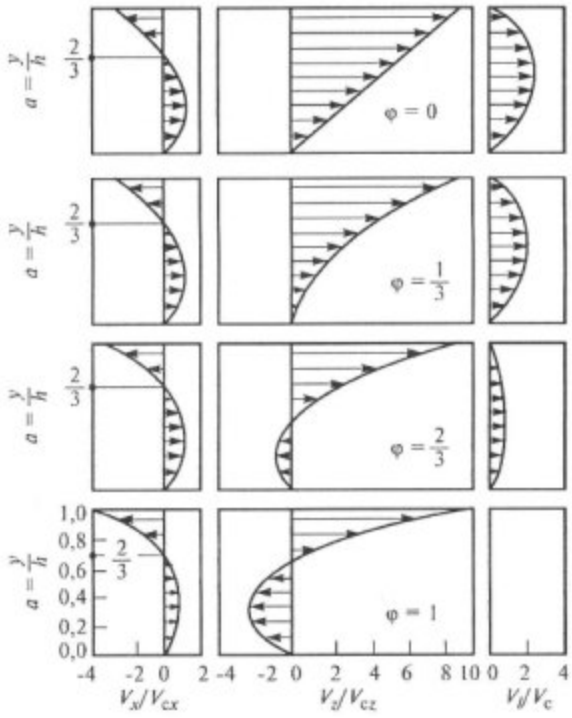


Рис. 2.31. Профили относительных скоростей потока в зоне дозирования:

v_z/V_{cz} – вдоль винтового канала; v_x/V_{cx} – поперек винтового канала; v_l/V_c – вдоль оси шнека

Уравнение (2.69) можно также записать в эквивалентной уравнению (2.77) форме:

$$v_x / V_{cx} = a(2 - 3a). \qquad (2.80)$$

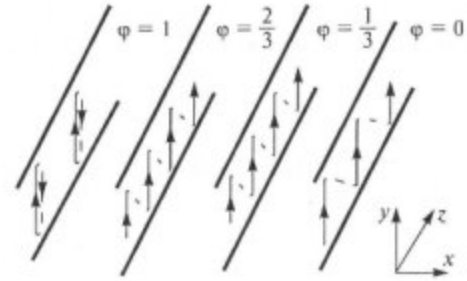


Рис. 2.32. Продольная циркуляция жидкости в винтовом канале

Следует заметить, что если компонента скорости v_z зависит от параметра переработки φ и $a = y/h$ [рис. 2.31 и уравнение (2.77)], то скорость v_x зависит только от безразмерной переменной $a = y/h$ и не зависит от параметра φ (коэффициента дросселирования). Кроме того, координата $y|_{v_x=0} = 2h/3$ не изменяется. Профили компонент скоростей потока для различных значений φ представлены на рис. 2.31.

Из рисунка видно, что при всех режимах работы (значениях φ) координата точки, где $v_x = 0$, остается неизменной и равна $a = 2/3$, а координата точки, где $v_z = 0$, меняется в зависимости от величины параметра φ. Следует заметить, что из-за наличия градиента давления $\partial p/\partial z$ в винтовом канале одношнекового экструдера наряду с поперечной циркуляцией имеет место и продольная циркуляция жидкости (рис. 2.32).

2.7.2. РАСЧЕТ МОЩНОСТИ ПРИВОДА ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА (В НЬЮТОНОВСКОМ ПРИБЛИЖЕНИИ)

Для расчета мощности привода одношнековых машин рассмотрим на движущейся пластине небольшую площадку ds, на которую действует сила $\mathrm{d}\bar{F}$. Если $\bar{V}_c$ — скорость пластины, то мощность $\mathrm{d}P_s$, расходуемая на перемещение элемента ds, равна:

$$\mathrm{d}P_s = \bar{V}_c \mathrm{d}\bar{F}, \qquad (2.81)$$

где $\bar{V}_c$ и $\bar{F}$ — векторы, действующие в плоскости пластины (внутренней поверхности цилиндра).

Правую часть уравнения (2.81) можно записать в виде скалярного произведения:

$$\mathrm{d}P_s = -V_{cx}\mathrm{d}F_x + V_{cz}\mathrm{d}F_z, \qquad (2.82)$$

где F_x, F_z – проекции вектора силы F на оси x и z. Знак «минус» показывает направление V_{cx}.

В этом случае компоненты силы связаны с компонентами напряжения следующими соотношениями:

$$dF_x = \tau_{yx} ds; \quad dF_z = \tau_{yz} ds, \tag{2.83}$$

где τ_{yx}, τ_{yz} – компоненты напряжений сдвига.

При этом первый индекс обозначает направление нормали к рассматриваемой площадке, а второй – направление действия напряжения.

В данном случае компоненты напряжения вычисляются в плоскости $y = h$, т. е. на внутренней поверхности стенки цилиндра. Интегрируя уравнение (2.82) по всей площади пластины, находим общую мощность:

$$P_s = \int_0^s \left(-V_{cx}\tau_{yx} + V_{cz}\tau_{yz}\right) ds. \tag{2.84}$$

Напряжения сдвига для ньютоновской жидкости на верхней пластине определяются по формулам:

$$\tau_{yx} = \mu\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)_{y=h}; \quad \tau_{yz} = \mu\left(\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)_{y=h}. \tag{2.85}$$

Скорости сдвига $\partial v_x/\partial y$ и $\partial v_z/\partial y$ находятся дифференцированием уравнений (2.69) и (2.64):

$$\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)_{y=h} = -\frac{4V_{cx}}{h}; \tag{2.86}$$

$$\left(\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)_{y=h} = \frac{V_{cz}}{h} + \frac{h}{2\mu}\frac{\partial p}{\partial z}. \tag{2.87}$$

Подстановкой (2.86) и (2.87) в уравнение (2.84) получим основную формулу для определения мощности, затрачиваемой в зоне дозирования одношнековых машин:

$$P_s = \int_0^z \int_0^W \left(\frac{4\mu V_{cx}^2}{h} + \frac{\mu V_{cz}^2}{h} + \frac{V_{cz} h}{2}\frac{\partial p}{\partial z}\right) dx\,dz. \tag{2.88}$$

Для винтовых каналов постоянных размеров уравнение (2.88) легко интегрируется. Первый член под знаком интеграла показывает мощность, которая расходуется на циркуляцию жидкости в плоскости x—y, второй и третий члены интеграла дают значение мощности, расходуемой на перемещение жидкости вдоль оси z и создание давления в головке.

Большинство одношнековых экструдеров имеют небольшой зазор между наружным диаметром нарезки шнека и внутренней поверхностью цилиндра. Из этого следует, что для учета мощности, затрачиваемой на сдвиг материала в радиальном зазоре, необходимо скорректировать формулу (2.88). Для вывода приближенной формулы для определения мощности, затрачиваемой на сдвиг жидкости в радиальном зазоре, предположим, что в зазоре существует только вынужденный поток, который характеризуется скоростью сдвига V_c/δ, где δ — кольцевой зазор. Пусть dF_δ — тангенциальная сила, действующая на элемент ds_δ поверхности цилиндра. Тогда

$$dF_\delta = \mu\left(V_c/\delta\right) ds_\delta. \tag{2.89}$$

Подставляя последнее выражение в уравнение (2.81), получим:

$$dP_\delta = \left(\mu/\delta\right)\left(\bar{V}_c \cdot \bar{V}_c\right) ds_\delta. \tag{2.90}$$

Для шнека, имеющего i заходов, т. е. i параллельных винтовых каналов, толщина стенки каждого из которых равна e (см. рис. 2.29), уравнение (2.90) принимает вид:

$$P_\delta = iV_c^2 \int_0^z \frac{e\mu}{\delta} dz, \tag{2.91}$$

где P_δ – мощность, затрачиваемая на сдвиг жидкости в радиальном зазоре; V_c – скорость поверхности цилиндра.

Таким образом, суммарная мощность P, потребляемая зоной дозирования одношнекового экструдера, равна:

$$P = P_s + P_\delta. \tag{2.92}$$

Однако при выводе уравнений (2.88) и (2.92) не учитывались потери мощности в зонах пластикации (сжатия), загрузки и в механических передачах. Поэтому рассчитанную по формуле (2.92) мощность необходимо скорректировать с учетом экспериментальных данных по удельной энергозатрате. По данным Бернхардта [3], удельная энергия экструзии большинства перерабатываемых на практике полимеров лежит в диапазоне 0,13—0,234 кВт · ч/кг. Если пренебречь теплом, которое подводится от нагревателей корпуса, то можно считать, что каждый киловатт мощности привода обеспечивает производительность от 3,7 до 7,4 кг/ч. Таким образом, при известной производительности по удельной энергии экструзии можно найти мощность привода одношнековых экструдеров. Мощность привода можно рассчитать и другим способом.

В пластицирующем одношнековом экструдере для плавления полимера в зоне питания, нагрева расплава до заданной температуры и выдавливания расплава через формующий инструмент необходимо затратить определенное минимальное количество энергии.

Определение величины этой энергии является чисто термодинамической задачей, не зависящей от конструкции экструзионных машин.

Если принять, что полимер несжимаем, и пренебречь незначительными инерционными эффектами, то уравнение энергетического баланса для находящегося в корпусе машины полимера будет иметь вид:

$$\frac{P_\Sigma}{Q_w} = \int_{t_1}^{t_2} \rho C \mathrm{d}t + \vartheta_{уд} \cdot \Delta p + \lambda_s, \qquad (2.93)$$

где P_Σ — суммарная мощность, расходуемая на выдавливание полимера, $P_\Sigma = P_s + P_н - P_v$; Q_w — массовый расход полимера; t_1, t_2 — температура полимера на входе и на выходе соответственно; C — средняя удельная теплоемкость полимера; $\vartheta_{уд}$ — удельный объем полимера, $\vartheta_{уд} = 1/\rho$; ρ — плотность расплава; Δp — перепад давления в зоне дозирования шнека; λ_s — теплота плавления полимера; $P_н$ — мощность от нагревателей; P_v — потери мощности.

Обычно членом $\vartheta_{уд}\,\Delta p$ можно пренебречь, так как для сравнительно высоких давлений экструзии, достигающих 70 МПа, величина этого члена у большинства полимеров не превышает 10 % суммарной потребляемой мощности. Тогда уравнение (2.93) приводится к следующему виду:

$$P_\Sigma = Q_w \int_{t_1}^{t_2} \rho C \mathrm{d}t + \lambda_s. \qquad (2.94)$$

Следовательно, для определения мощности привода одношнековых экструдеров при известной производительности достаточно знать теплоемкость и скрытую теплоту плавления полимера. Для основных типов применяющихся на практике полимеров эти данные приведены в третьей части книги Бернхардта [3].

2.7.3. РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА ДЛЯ ПСЕВДОПЛАСТИЧНОЙ ЖИДКОСТИ

Экспериментально-теоретическими исследованиями экструзии псевдопластичной жидкости в одношнековом экструдере в разное время занимались авторы работ [5, 6, 35, 36]. Обобщение публикаций по данному вопросу наиболее полно изложено в монографии Р. В. Торнера [5]. Ниже рассматривается разработанная М. М. Балашовым [35] теория одношнековой экструзии, наиболее простая, по нашему мнению, для инженерных расчетов.

В указанной работе автором рассматривается плоская модель зоны дозирования одношнекового экструдера (рис. 2.33), в которой, как принято во всех известных работах [1—7], шнек (нижняя плоскость) неподвижен, а цилиндр (верхняя плоскость) движется относительно шнека со скоростью V_c. При этом начало неподвижной системы координат расположено в середине канала, ось x направлена поперек винтового канала, y — по высоте винтового канала, а ось z — вдоль винтового канала, причем ось oz перпендикулярна плоскости постоянного давления, т. е. плоскости xoz.

В предположении, что $P = P(z)$, $v_y = 0$, $v = v(y)$ и что жидкость несжимаема, смачивает стенки канала, процесс изотермический, а течение установившееся, имеем:

$$\left.\begin{aligned} \dot{\gamma}_{xx} &= \frac{\partial v_x}{\partial x} = 0; \quad \dot{\gamma}_{xy} = \frac{1}{2}\frac{\partial v_x}{\partial y}; \\ \dot{\gamma}_{yy} &= \frac{\partial v_y}{\partial y} = 0; \quad \dot{\gamma}_{xz} = 0; \\ \dot{\gamma}_{zz} &= \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0; \quad \dot{\gamma}_{yz} = \frac{1}{2}\frac{\partial v_z}{\partial y}. \end{aligned}\right\} \qquad (2.95)$$

Тогда уравнение движения в компонентах тензора напряжений принимает вид:

$$\left.\begin{aligned} \frac{\partial p}{\partial x} &= \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial z} \\ \frac{\partial p}{\partial y} &= \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial z} \\ \frac{\partial p}{\partial z} &= \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \end{aligned}\right\}. \qquad (2.96)$$

С учетом принятых предположений и уравнений (2.95) получим из формул (2.96):

$$\frac{\mathrm{d}\tau_{xy}}{\mathrm{d}y} = 0; \qquad (2.97)$$

$$\frac{\mathrm{d}P}{\mathrm{d}z} = \frac{\mathrm{d}\tau_{zy}}{\mathrm{d}y}. \qquad (2.98)$$

Из уравнения (2.97) следует, что

$$\tau_{xy} = C_1, \qquad (2.99)$$

а из уравнения (2.98)

$$\tau_{zy} = \frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z} y + C_2. \qquad (2.100)$$

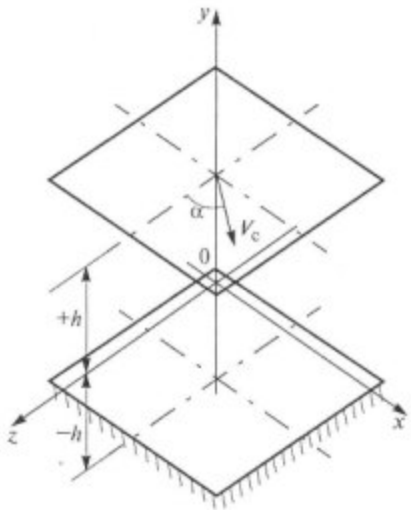


Рис. 2.33. К расчету зоны дозирования одношнекового экструдера для псевдопластичной (степенной) жидкости

Движение жидкости в элементарном слое толщиной Δy, параллельном плоскости *xoz* (см. рис. 2.33), под действием касательных напряжений, определяемых уравнениями (2.99) и (2.100), эквивалентно (при $\Delta y \to 0$) движению под действием касательных напряжений τ, приложенных к границам слоя, если

$$\vec{\tau} = \vec{\tau}_{yx} + \vec{\tau}_{yz} = C_1\vec{i} + \frac{dp}{dz}y\vec{K} + C_2\vec{K}, \qquad (2.101)$$

где $\vec{i}, \vec{K}$ — единичные векторы, параллельные осям *ox* и *oz* соответственно.

Второй член правой части уравнения (2.101) представляет собой вектор $\vec{\tau}_p$ касательного напряжения, определяемого изменением давления вдоль оси *oz*:

$$\vec{\tau}_p = \frac{dp}{dz}y\vec{K}. \qquad (2.102)$$

Геометрическая же сумма двух других членов является вектором $\vec{\tau}_p$ касательного напряжения, определяемого скоростью перемещения подвижной пластины (см. рис. 2.33):

$$\vec{\tau}_c = C_1\vec{i} + C_2\vec{K}. \qquad (2.103)$$

Направление $\vec{\tau}_c$ совпадает с направлением движения пластины, что очевидно при $\partial p/\partial z = 0$, т. е. уравнение (2.101) можно представить в виде:

$$\vec{\tau} = \vec{\tau}_p + \vec{\tau}_c. \qquad (2.104)$$

Модуль $\vec{\tau}$ равен:

$$\vec{\tau} = \sqrt{\tau_p^2 + 2\tau_p\tau_c\cos\alpha + \tau_c^2}. \qquad (2.105)$$

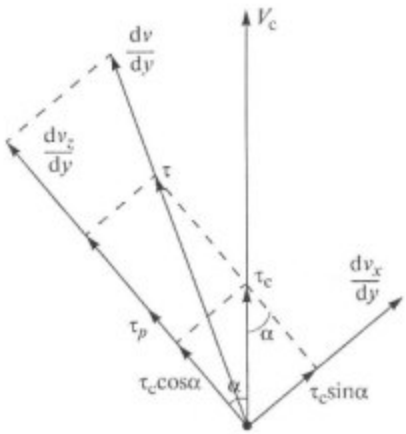


Рис. 2.34. Векторная диаграмма напряжений сдвига в зоне дозирования одношнекового экструдера

Для псевдопластичной жидкости с реологическим уравнением вида

$$\dot{\gamma} = \frac{dv}{dy} = a\tau^k \qquad (2.106)$$

(где *a*, *k* — реологические константы полимеров) из формулы (2.105) получим:

$$\frac{dv}{dy} = a\left(\tau_p^2 + 2\tau_p\tau_c\cos\alpha + \tau_c^2\right)^{\frac{k}{2}}. \qquad (2.107)$$

С учетом, что при простом сдвиге

$$\frac{d\vec{v}}{dy} = a\tau^k\vec{\tau}_p \qquad (2.108)$$

(где $\vec{\tau}_p$ — единичный вектор суммарного касательного напряжения τ), можно найти проекции производной вектора скорости на оси координат (рис. 2.34):

$$\frac{dv_z}{dy} = \frac{dv}{dy}\frac{\tau_p + \tau_c\cos\alpha}{\tau} = a\left(\tau_p^2 + 2\tau_p\tau_c\cos\alpha + \tau_c^2\right)^{\frac{k-1}{2}} \times \times\left(\tau_p + \tau_c\cos\alpha\right); \qquad (2.109)$$

$$\frac{dv_z}{dy} = \frac{dv}{dy}\frac{\tau_c\cos\alpha}{\tau} = a\left(\tau_p^2 + 2\tau_p\tau_c\cos\alpha + \tau_c^2\right)^{\frac{k-1}{2}}\tau_c\sin\alpha. \qquad (2.110)$$

Для получения уравнения производительности шнека одношнекового экструдера достаточно рассмотреть уравнение (2.109). После его преобразования получим:

$$\frac{dv_z}{dy} = a\tau_{hp}^k h\left(Y^2 + 2XY\cos\alpha + X^2\right)^{\frac{k-1}{2}}\left(Y + X\cos\alpha\right), \qquad (2.111)$$

где $X = \frac{\tau_c}{\tau_{hp}} = \text{idem}$; $Y = \frac{y}{h}$; $\tau_{hp} = \frac{dP}{dz}h$ — напряжение сдвига у подвижной пластины (при $y = h$), определяемое изменением давления вдоль оси *z*.

Интегрирование уравнения (2.111) дает распределение проекций скоростей частиц потока на плоскость *yoz*:

$$v_z = \frac{a\tau_{hp}h}{k+1}\left[\left(Y^2 + 2XY\cos\alpha + X^2\right)^{\frac{k+1}{2}} + C\right]. \qquad (2.112)$$

Постоянная интегрирования *C* определяется при граничных условиях

$$y = -1; \quad v_z = 0.$$

Тогда

$$v_z = \frac{a\tau_{hp}^k h}{k+1}\left[\left(Y^2 + 2XY\cos\alpha + X^2\right)^{\frac{k+1}{2}} - \left(1 - 2X\cos\alpha + X^2\right)\right]. \qquad (2.113)$$

Постоянная *X* должна быть определена из граничных условий

$$y = h; \quad v_z = V_c\cos\alpha.$$

Следовательно,

$$V_c \cos\alpha = \frac{a\tau_{hp}^k h}{k+1}\Phi, \qquad (2.114)$$

а в частном случае, когда V_c перпендикулярна плоскости *yoz*, т. е. $\cos\alpha = 0$, из уравнения (2.114) получим:

$$V_c = 2a\tau_{hp}^k h\Phi_m, \qquad (2.115)$$

где

$$\Phi_m = X\left(1+X^2\right)^{\frac{k-1}{2}}.$$

Окончательно получим следующее уравнение для расчета производительности:

$$Q = \int_{-1}^{1} Wv_z h\,dy = \frac{Wa\tau_{hp}^k h^2}{k+1}F, \qquad (2.116)$$

где

$$F = \int_{-1}^{1}\left[\left(Y^2+2XY\cos\alpha+X^2\right)^{\frac{k+1}{2}} - \left(1-2X\cos\alpha+X^2\right)^{\frac{k+1}{2}}\right]dY.$$

При $\cos\alpha = 0$ уравнение (2.116) принимает вид:

$$Q = \frac{Wa\tau_{hp}^k h^2}{k+1}, \qquad (2.117)$$

где

$$F_m = \int_{-1}^{1}\left[\left(Y^2+X^2\right)^{\frac{k+1}{2}} - \left(1+X^2\right)^{\frac{k+1}{2}}\right]dY.$$

Расчет интегралов F и F_m в общем виде не представляется возможным, за исключением некоторых случаев, например при $k = 1$:

$$F = 4\left(X\cos\alpha - \frac{1}{3}\right); \quad F_m = -\frac{4}{3}.$$

Поэтому для совместного решения уравнений (2.114) и (2.116) должны быть применены численные методы интегрирования с помощью компьютеров.

2.8. МОДЕЛИРОВАНИЕ ОДНОШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

Важнейшие конструктивные и рабочие элементы каждого одношнекового экструдера — привод, шнек с цилиндром и формующий инструмент — можно в известной степени рассматривать как

мускулы, сердце и голову машины. Кроме того, существенную роль играют, по крайней мере у обычных типов машин, внешний обогрев и охлаждение, а также соответствующие приспособления. В случае автогенных машин также не всегда можно обойтись без охлаждения.

Каждый из этих элементов в своей работе и во взаимодействии с другими элементами подчиняется определенным физическим закономерностям, которые в связи с принятыми условиями работы позволяют сделать выводы относительно конструкции и размеров соответствующих элементов. Однако исследование может иметь смысл только в том случае, если оно учитывает также физико-технологические особенности перерабатываемых пластмасс. Поскольку число экструдируемых термопластов очень велико и их технологические свойства весьма разнообразны, прежде всего возникает вопрос, возможно ли все эти материалы перерабатывать одним шнеком либо одним комплектом подобных шнеков (в смысле различной их величины) или для переработки каждого материала или группы материалов требуется специальный шнек соответствующей конструкции.

По этому поводу можно сказать, исходя из современного уровня экспериментальных и теоретических знаний: надежда, что все термопласты можно будет перерабатывать с помощью одного универсального шнека, притом перерабатывать рационально, т. е. с приемлемой производительностью, не оправдалась. Очевидно, что физико-технологическое поведение всей совокупности термопластов (от полиамидов с очень низкой вязкостью расплава до непластифицированного ПХВ с высокой структурной вязкостью) слишком разнообразно, чтобы можно было обеспечить качественную и одновременно экономичную переработку их только варьированием режима работы (числа оборотов, температуры, давления и т. п.).

В связи с этим возникает вопрос: как следует проектировать и использовать шнек для изготовления определенного изделия из определенного термопластичного материала? Ответ таков: соответствующие данные получают частично с помощью эксперимента и частично на основании теоретических соображений.

Необходимо отметить, что некоторые характеристики большинства термопластов — такие как, например, вязкость, имеют большое значение для переработки этих материалов, — не являются материальными константами в общепринятом смысле, так как кроме температуры зависят от соответствующего сопротивления сдвигу и частично от времени. Однако даже для тех термопластов, свойства которых более или менее постоянны, например для полиамидов, течение процессов в различных зонах изучено не настолько (особенно в зоне пластикации и частично в загрузочной зоне), чтобы имеющиеся сведения могли быть использованы в качестве основы для проектирования соответствующих шнеков. Поэтому неудивительно, что один и тот же материал

перерабатывается с одинаково хорошим результатом при использовании различных шнеков, параметры которых при одинаковом диаметре не совпадают даже приблизительно.

Если имеется шнек, который оправдал себя в определенных условиях производственной переработки конкретного термопластичного материала или группы термопластов, может быть поставлена задача определения (исходя из этого шнека-модели диаметром D_0) данных для конструирования и использования шнеков меньших и бóльших диаметров D применительно к переработке таких же или аналогичных материалов в соответствующие изделия.

Необходимость в использовании определенных закономерностей, особенно для проектирования больших шнековых экструдеров, легко объяснима. Крупные экструдеры выпускаются, конечно, не в таком количестве, как экструдеры среднего и малого типов; для их конструирования и изготовления имеется относительно немного экспериментальных данных, которые в большинстве случаев могут быть применены с рядом весьма разнообразных допущений. С другой стороны, именно при больших диаметрах шнека, примерно свыше 120 мм, неправильное проектирование (например, шнека диаметром 200 мм и длиной $20D = 4$ м) приводит к значительным материальным убыткам. Первые попытки выведения законов подобия одношнековых прессов содержатся в работах 1952—1953 годов. Однако эти попытки лишь частично удовлетворяли требованиям и возможностям практики.

Исходя из исследования термодинамических процессов, особенно проблем преобразования энергии и теплопередачи, Г. Шенкелем [20] была приведена достаточно полная система законов моделирования для проектирования и использования одношнековых прессов при переработке пластмасс, которая охватывала всю область возможных способов работы между чисто теплопроводно-конвекционным и чисто адиабатическим режимами [1, 5].

Очевидно, что множество имеющих значение факторов и параметров, а также требование возможно большей экономичности производства машин вызывают необходимость известных ограничивающих предпосылок и установления определенных основных пропорций, прежде всего в проектировании шнеков. При этом установлено, что для надежного, экономичного и универсального проекта крайние значения параметров подходят меньше, чем определенные средние их значения. Это относится как к длинам и числам оборотов шнеков, так и к способу нагрева пластмассового сырья до необходимой для переработки температуры.

В связи с этим в последующем изложении мы ограничимся оправдавшими себя на практике длинами шнека $L = (15 \div 25)D$, причем примем постоянным шаг винтовой нарезки по всей длине шнека. Глубина нарезки входной и средней зон длиной $L_1 = C_1D$ [порядка от 2/3 до 3/4 L] должна иметь постоянную величину h_1;



Рис. 2.35. Ступенчатый шнек, цилиндр с загрузочной воронкой и формующий инструмент (к моделированию одношнекового экструдера)

глубина нарезки выдавливающей зоны длиной $L_2 = C_2D$ [примерно от 1/4 до 1/3L] должна быть также постоянной, но иметь величину h_2. При этом $h_1 \geq h_2$, и в случае $h_1 > h_2$ переход от одного участка к другому должен быть относительно коротким (от 0,5 до 1,0D).

Таким образом, речь идет о так называемом ступенчатом шнеке (рис. 2.35).

Конечно, необходимо также указать определенные условия работы. Особо важную роль при этом играет способ нагрева материала между началом и концом шнека. Как будет показано ниже, в зависимости от примененного режима работы получаются неодинаковые правила моделирования как для режимных параметров, так и для размеров шнеков.

2.8.1. УСТАНОВЛЕНИЕ ОПРЕДЕЛЕННЫХ РАБОЧИХ УСЛОВИЙ ДЛЯ РАЗЛИЧНЫХ ФУНКЦИОНАЛЬНЫХ УЧАСТКОВ (ЗОН) ШНЕКА

Зоны загрузки и пластикации. Принимаем, что зона длиной L_1 имеет постоянный шаг и (обычно) постоянную глубину нарезки. Относительно питания сырьем (гранулятом, порошком или порошкообразной смесью, предварительно пластифицированным материалом) ограничивающих условий не требуется. Следует только принять, что средние величины физических характеристик материала одинаковы в пределах соответствующих участков срав-

ниваемых шнеков диаметром D_0 и D. Это относится особенно к плотности (или насыпной массе), теплопроводности и удельной теплоемкости.

Из участка L_1 масса экструдируется в имеющую более мелкую нарезку выдавливающую зону, за которой следует формующий инструмент. Рассмотрим несколько вариантов.

1а. Подвод тепла производится исключительно путем нагрева цилиндра; температура T_1 стенки цилиндра постоянна по всей длине участка L_1. Принимается, что шнек термически «нейтрален», т. е. без нагрева и без активного охлаждения.

1б. Тепло подводится путем подогрева цилиндра и шнека до постоянной на всем участке L_1 температуры внутренней стенки или поверхности.

Автогенный нагрев массы на участке L_1 исключен или можно считать, что в сравнении с внешним обогревом он имеет второстепенное значение. Для этого принимается, что вязкий сдвиг термопластичной массы в межвитковом объеме шнека мал; критерием является отношение D/D_0.

Это требование практически означает: малое число оборотов шнека и не очень малая (в сравнении с диаметром D) глубина нарезки h_1. Последнее из этих двух требований обычно выполняется само собой, так как глубина нарезки h_1 на участке L_1 всегда во много раз больше глубины нарезки h_1 в выдавливающей зоне.

Дозирующая (выдавливающая) зона. Принимаем, что эта зона длиной L_2 имеет винтовую нарезку с постоянным шагом, а также постоянной глубиной, которая мала в сравнении с диаметром шнека. В случае шнека, имеющего по всей длине ($L_1 + L_2$) нарезку с постоянным шагом и малой, а также постоянной глубиной, надо будет только подставить в расчетах $L_2 = L$.

Выдавливающая зона L_2 питается ньютоновским расплавом с температурой T_1, поступающим из зоны L_1, которая имеет более глубокую нарезку; в случае $L_2 = L$ питание обычно осуществляется уже расплавом из особого расплавляющего агрегата. Из зоны L_2 масса выдавливается через формующий инструмент (с характеристикой k).

2а. Нагрев расплава от начальной температуры T_1 до температуры на выходе T_2 происходит только за счет превращения механической энергии вращающегося шнека в тепловую с учетом потерь тепла в окружающую среду (путем теплопроводности, излучения и конвекции).

Внешние нагревательные элементы в этом случае не предусматриваются. Напротив, случай, когда шнек имеет активное охлаждение на участке L_2, следует, безусловно, учитывать в соответствующих расчетах, так как охлаждение шнека вызывает повышение вязкости соприкасающихся с ним слоев материала и в связи с этим влечет за собой уменьшение эффективной глубины нарезки, а также увеличение тепловых потерь. В результате возникает необ-

ходимость в изменении соответствующих расчетных числовых величин. Уменьшение эффективной глубины нарезки можно оценить, исходя из характеристики вязкости материала; потери тепла, связанные с охлаждением шнека, можно непосредственно определить с помощью двух термометров и расходомера, установленных на линии охлаждения.

2б. Нагрев расплава от начальной температуры T_1 до температуры на выходе T_2 осуществляется частично за счет преобразования механической энергии и частично — за счет внешнего подогрева:

I) цилиндр нагрет до температуры $T_{2б}$, шнек нейтральный;

II) цилиндр и шнек нагреты до одинаковой температуры, т. е.

$$T_{2,б} = T_{2,s} = T_{2,а}.$$

Зона L_1 с примыкающей зоной L_2. Здесь возможны следующие комбинации: 1а/2а, 1а/2б, 1б/2а, 1б/2, 1б/2б с последующим подразделением для случая 2б (в зависимости от того, является ли шнек на участке L_2 нейтральным или имеет обогрев).

Можно также принять во внимание, особенно для участка L_2, вариант применения охлаждения с целью отвода избыточного тепла, образующегося при автогенном способе, или с другой целью. Учитывая, что физические процессы и условия работы в обеих главных зонах шнека весьма различны, целесообразно эти участки в дальнейшем рассмотрении проблемы моделирования сначала проанализировать раздельно и лишь затем исследовать закономерности, возникающие при их комбинировании.

2.8.2. ФОРМУЛИРОВАНИЕ И ПОЗОННОЕ РЕШЕНИЕ ПРОБЛЕМЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ

Вначале уточним следующим образом проблему моделирования для проектирования одношнековых прессов.

Пусть имеется шнек, характеризующийся геометрическими размерами D_0, $L_0 = CD_0$, $L_{1,0} = C_1 D_0$, $L_{2,0} = C_2 D_0$, α_0, $h_{1,0}$, $h_{2,0}$ и оправдавший себя в производственных условиях (т. е. модельный шнек диаметром D_0, или D_0-шнек). При вращении этого шнека с некоторой частотой N_0 материал, заполняющий его винтовую нарезку, нагревается на участке $L_{1,0}$ от начальной температуры T_0 до промежуточной температуры T_1 исключительно за счет подвода тепла извне – либо только от стенки цилиндра, либо от стенки цилиндра и поверхности шнека. На следующем участке шнека $L_{2,0}$ за счет преобразования механической энергии привода и, в данном случае, при одновременном подводе тепла извне или охлаждении температура материала доводится до конечного значения,

после чего он экструдируется через формующий инструмент (характеристика мундштука k_0) в виде изделия безупречного качества. Далее, пусть производительность процесса при числе оборотов N_0 равняется Q_0, подводимая мощность привода шнека — P_{a0}, подводимая мощность нагревателей — P_{h0}, давление экструзии — p_0. Требуется определить, какие глубины нарезки h_1 и h_2 должен иметь соответствующий шнек диаметром D (D-шнек), предназначенный для переработки того же материала, а также, с каким числом оборотов N он должен вращаться, если принять:

1) $L = CD$, $L_1 = C_1 D$, $L_2 = C_2 D$, $\alpha = \alpha_0$;

2) температуры нагретых поверхностей $T_{1,a}$ и $T_{2,a}$ так же, как и начальная T_0, промежуточная T_1 и конечная T_2 температуры массы в случае D-шнека имеют такие же величины, как в случае D_0-шнека;

3) скорости сдвига в нарезке шнека в обоих случаях должны быть одинаковыми:

$$\dot{\gamma} = C_s \frac{DN}{h} = C_s \frac{D_0 N_0}{h_0} = \dot{\gamma}_0;$$

при распространении этого требования на участки $L_{1,0}$ и L_1 следует учитывать частичное преобразование механической энергии также и на тех участках шнека, которые в нормальном случае перемещают еще не расплав или заполнены им только частично.

Какие размеры наиболее целесообразно придать формующему инструменту (т. е. какова должна быть характеристика мундштука k)? Какую производительность Q можно получить при числе оборотов шнека N? Какую мощность P_a должен иметь привод шнека, какая требуется мощность нагревателей P_h и какое получится давление экструзии p? Для упрощения примем, что как D_0- шнек, так и D-шнек имеют однозаходную нарезку. Результаты исследования будут, соответственно, вполне справедливы также для многозаходных шнеков. Как уже указывалось, в связи с различием физических процессов и условий работы на отдельных участках шнека обе основные зоны L_1 и L_2 будут вначале рассмотрены отдельно. Кроме того, мы пока ограничимся исследованием глубин нарезки h_1 и h_2 и числа оборотов шнека N, точнее (на этой стадии анализа) числами оборотов N_1 — для участка L_1 и N_2 — для участка L_2. Соответствующие закономерности моделирования можно вывести с минимальным использованием вспомогательных математических средств, исходя из уравнений для расчета повышения температуры массы в нарезке шнека при нагреве ее автогенным способом или путем теплопроводности и конвекции [1, 37, 38].

Зоны загрузки и пластикации

Нагрев цилиндра. Для случая обогрева путем теплопроводности и конвекции во входной и средней зонах (L_1) при нагретой стенке цилиндра и нейтральном шнеке может быть использовано следующее выражение [1]:

$$T_1 - T_0 = \left(T_{1,b} - T_0\right) \frac{2u}{\pi v N_1} \operatorname{arctg} \frac{\pi v N_1}{2u}; \qquad (2.118)$$

здесь $u = w\lambda/(\gamma c)$ — физическая характеристика, где w — коэффициент теплопередачи (зависит от вида контакта между массой и стенкой цилиндра, а также от интенсивности движения массы в нарезке шнека; собственно коэффициент теплопередачи представляет собой произведение; λ – теплопроводность массы; γ — плотность массы; C_p — удельная теплоемкость массы).

Само собой разумеется, что при этом речь идет о средних величинах, имеющих место на участке L_1 с учетом происходящих здесь физических изменений.

Далее:

$$V = \frac{\pi D h_2 \sin\alpha\cos\alpha}{2L_1} = \frac{\pi h_1 \sin\alpha\cos\alpha}{2C_1\chi} \left(\text{см}^2\right),$$

где $\chi = h_1/h_2$ — компрессия (отношение глубин нарезки).

Условие равенства промежуточной температуры T_1 для D-шнека и D_0-шнека (при одинаковых начальных температурах массы T_0 и цилиндра $T_{1,б}$) непосредственно приводит к первому уравнению для определения N_1 и h_1:

$$\frac{u}{vN_1} = \frac{u_0}{v_0 N_{1,0}},$$

или, приняв для обоих шнеков одинаковые средние значения λ, γ и C_p:

$$\frac{w}{DN_1} = \frac{w_0}{D_0 N_{1,0}}$$

и, соответственно,

$$\frac{w\chi}{h_1 N_1} = \frac{w_0\chi_0}{h_{1,0} N_{1,0}}. \qquad (2.119)$$

В этом уравнении в качестве важных факторов появляются произведения из выражений для коэффициента теплопередачи и компрессии $w\chi$ и, соответственно, $w_0 c_0$. Следует учесть, что при сравнимых рабочих условиях на участке L_1 шнека, имеющего большую компрессию, всегда будет развиваться большее давление, чем на таком же участке шнека с меньшей компрессией [21].

Очевидно также, что в случае шнека с большей компрессией, благодаря лучшему контакту между массой и нагретой стенкой улучшается также теплопередача, т. е. повышается коэффициент теплопередачи w. Для дальнейших расчетов примем, что имеет место пропорциональность между w и χ^{η}, где η — произвольная экспонента.

Таким образом:

$$\frac{w}{\chi^{\eta}} = \frac{w_0}{\chi_0^{\eta}}, \quad \text{т.е.} \quad w = \frac{w_0}{\chi_0^{\eta}}\chi^{\eta},$$

или

$$w\chi = \frac{w_0}{\chi_0^{\eta}}\chi^{1+\eta}.$$

С учетом последнего соотношения уравнение (2.119) принимает вид:

$$\frac{\chi^{1+\eta}}{h_1 N_1} = \frac{\chi_0^{1+\eta}}{h_{1,0} N_{1,0}}. \tag{2.120}$$

Если теперь предположим, что $\chi = \chi_0$, т. е. D-шнек и D_0-шнек дают одинаковую компрессию, то получим следующее первое уравнение для определения h_1 и N_1:

$$h_1 N_1 = h_{1,0} N_{1,0}. \tag{2.121}$$

Второе уравнение получается из условия равенства скоростей сдвига:

$$\frac{DN_1}{h} = \frac{D_0 N_{1,0}}{h_{1,0}}. \tag{2.122}$$

Из этого следует:

$$h_1 = h_{1,0}\sqrt{D/D_0}; \tag{2.123}$$

$$N_1 = N_{1,0}\sqrt{D_0/D}. \tag{2.124}$$

При не слишком малой глубине нарезки шнека $h_{2,0}$ уравнение (2.123) подходит также для участка L_2, если масса на этом участке нагревается исключительно от стенки цилиндра:

$$h_2 = h_{2,0}\sqrt{D/D_0}. \tag{2.125}$$

Нагрев цилиндра и шнека. В случае нагрева материала на участке L_1 путем теплопроводности и конвекции как от нагретой стенки цилиндра, так и от нагретого шнека, имеющих одинаковую температуру $T_{1,a}$, расчеты упрощаются.

Если поверхность тела, имеющего начальную температуру T_0, мгновенно подвергнуть воздействию температуры T_a, то спустя некоторый промежуток времени t между серединой тела (средняя точка массы, средняя линия или средняя плоскость) и поверхностью установится разность температур $\Delta T = T - T_a$. Эта разность в общем виде может быть выражена уравнением:

$$\Delta T = (T_0 - T_a) f\left(\frac{\lambda}{\gamma C_p}\frac{t}{r^2}\right). \tag{2.126}$$

Здесь r означает среднее расстояние от элемента нагретой поверхности до середины тела. Например, в случае шара или цилиндра r представляет собой радиус, в случае куба — половину длины ребра, в случае пластины или бруса — половину толщины и т. д.

Для определения функции f для случая простейших геометрических форм можно воспользоваться следующей очень простой приближенной формулой, которая удовлетворяет всем практическим требованиям и применима для каждой отдельной кривой [1]:

$$f(y) = \frac{1}{1 + xyz}, \tag{2.127}$$

где

$$y = \frac{\lambda}{\gamma C_p}\frac{t}{r^2}. \tag{2.128}$$

Для каждого тела x и z (не говоря уже об r и физических характеристиках λ, γ, C_p) имеют определенное значение, например для цилиндра [1]: $x = 127{,}1$, $z = 2{,}75$ или $x = 7{,}0$, $z = 2{,}0$.

Именно последний случай можно использовать при рассмотрении проблемы теплопроводности в одношнековом экструдере, если цилиндр и шнек имеют одинаковую температуру $T_{1,a}$. Для этого отдельно рассмотрим развертку объема одного витка нарезки шнека в пределах ее шага, которая представляет собой пластину длиной $\pi D/\cos\alpha$, шириной $\pi D/\sin\alpha - e$ (e — ширина выступа нарезки) и толщиной h. Под влиянием нагретых поверхностей температура середины пластины повысится в течение времени t следующим образом:

$$T - T_0 = (T_{1,a} - T_0)[1 - f(y)] = (T_{1,a} - T_0)\left(1 - \frac{1}{1 + 7y^2}\right),$$

или

$$T - T_0 = (T_{1,a} - T_0)\frac{7y^2}{1 + 7y^2}. \tag{2.129}$$

Если время прохождения рассматриваемого объема массы через участок L_1 составляет $t = t_1$, то в уравнение (2.129) можно под-

ставить $T = T_1$ и $y = \dfrac{\lambda}{\gamma C_p}\dfrac{4t_1}{h_1^2}$. Тогда, согласно условию, по которому масса на участке L_1 D-шнека (время прохождения t_1) приобретает такую же конечную температуру T_1, как и на участке $L_{1,0}$ D_0-шнека (время прохождения $t_{1,0}$), получаем:

$$t_1/h_1^2 = t_{1,0}/h_{1,0}^2. \qquad (2.130)$$

С другой стороны,

$$t_1/t_{1,0} = N_{1,0}/N_1, \qquad (2.131)$$

откуда с учетом уравнения (2.130) следует:

$$N_{1,0}/N_1 = \left(h_1/h_{1,0}\right)^2. \qquad (2.132)$$

Если принять во внимание действительное для данного случая условие (2.122), то получается:

$$h_1 = h_{1,0} = \sqrt[3]{D/D_0}; \qquad (2.133)$$

$$N_1 = N_{1,0} = \sqrt[3]{\left(D_0/D\right)^2}. \qquad (2.134)$$

Зона дозирования

При рассмотрении выдавливающей зоны (зоны дозирования) ограничимся массами, которые с достаточным приближением можно считать подчиняющимися закону течения жидкостей Ньютона.

Для случая автогенного нагрева на участке без внешнего обогрева справедливо следующее выражение [1, 35]:

$$T_2 - T_1 = \frac{1}{\beta}\ln\left[1 + \varepsilon\delta_s\left(1 + \frac{\delta^*}{K}\right)N_2^{1-\alpha}\right]. \qquad (2.135)$$

Здесь приняты следующие буквенные обозначения:

α — безразмерная константа материала, которая определяет зависимость вязкости ньютоновского расплава (Па · с) от скорости сдвига $\dot{\gamma}$:

$$\mu = \mu_0(T)\left(\frac{\dot{\gamma}_0}{\dot{\gamma}}\right)^{\alpha};$$

β — константа материала ($^\circ C^{-1}$), которая определяет зависимость вязкости ньютоновского расплава от температуры T:

$$\mu = \mu_1 \exp\left[-\beta(T - T_1)\right];$$

ε — обобщенная характеристика материала (с):

$$\varepsilon = \frac{2\pi}{J}\frac{\mu_1\beta}{\gamma C_p},$$

где J — механический эквивалент тепла, равный 42700 г · см/кал;

δ_s — безразмерный симплекс параметров шнека:

$$\delta_s = \frac{DL_2}{h_2^2\sin\alpha\cos\alpha} = \frac{D^2C_2}{h_2^2\sin\alpha\cos\alpha};$$

δ^* — характеристика размеров шнека (см^3):

$$\delta^* = \frac{\pi h_2^3 D\sin^2\alpha}{12L_2} = \frac{\pi h_2^3\sin^2\alpha}{12C_2};$$

K — характеристика пропускной способности формующего инструмента (см^3) (так называемая «характеристика мундштука»).

Далее, условие, согласно которому масса на участке L_2 D-шнека должна приобретать такую же температуру T_2, как на участке $L_{2,0}$ D_0-шнека, приводит (поскольку $\varepsilon = \varepsilon_0$) к уравнению следующего вида:

$$\delta\left(1 + \frac{\delta^*}{K}\right)N_2^{1-\alpha} = \delta_0\left(1 + \frac{\delta_0^*}{K_0}\right)N_{2,0}^{1-\alpha}. \qquad (2.136)$$

Это равенство проще всего удовлетворяется, если принять, что

$$\delta^*/K = \delta_0^*/K_0 \qquad (2.137)$$

и

$$\delta N_2^{1-\alpha} = \delta_0 N_{2,0}^{1-\alpha}. \qquad (2.138)$$

Затем из уравнения (2.137) и уравнения, определяющего δ^*, непосредственно следует:

$$K = K_0\left(\frac{h_2}{h_{2,0}}\right)^3. \qquad (2.139)$$

Уравнение (2.139) может быть выражено, в частном случае формующего инструмента с круглым симметричным выходным отверстием, при помощи геометрических размеров этого инструмента. Имея в виду, что в случае мундштука круглого сечения для экструзии круглых прутков и стержней

$$K = \frac{\pi}{128}\frac{d^4}{l}$$

(d – диаметр, l – длина мундштука), а в случае мундштука кольцевого сечения для экструзии шлангов и труб

$$K = \frac{\pi}{12}\frac{d}{l}\alpha^3$$

(d – средний диаметр, l – длина, α – ширина зазора) и что длина l такого мундштука пропорциональна его диаметру, т. е. d/l = const, получим:

$$K = K_0\left(\frac{d}{d_0}\right)^3, \text{ или } K = K_0\left(\frac{\alpha}{\alpha_0}\right)^3.$$

Если в эти выражения подставить $d = d_0 h_2/h_{2,0}$ или, соответственно, $\alpha = \alpha_0 h_2/h_{2,0}$, то получается уравнение (2.139).

Далее, из уравнения (2.138) и определения δ следует:

$$N_2^{1-\alpha} = N_{2,0}^{1-\alpha}\left(\frac{h_2}{h_{2,0}}\right)^2\left(\frac{D_0}{D}\right)^2. \qquad (2.140)$$

С учетом условия равенства скоростей сдвига

$$\frac{DN_2}{h_2} = \frac{D_0 N_{2,0}}{h_{2,0}} \qquad (2.141)$$

получается:

$$h_2 = h_{2,0} D/D_0 \qquad (2.142)$$

и

$$N_2 = N_{2,0}. \qquad (2.143)$$

При выводе этих уравнений не были еще приняты во внимание некомпенсируемые потери тепла, которые всегда имеют место в случае чисто автогенного способа работы. При учете их получаются следующие равенства (если связанное с потерями тепла снижение температуры одинаково для D-шнека и D_0-шнека):

$$h_2 = h_{2,0}\sqrt[3]{D/D_0} \qquad (2.144)$$

и

$$N_2 = N_{2,0}\sqrt[3]{(D_0/D)^2}. \qquad (2.145)$$

Как легко заметить, эти равенства в точности соответствуют уравнениям (2.133) и (2.134) в случае зоны L_1 с обогревом цилиндра и шнека. Такой же математический результат получается, если шнек и стенка цилиндра охлаждаются для отвода избыточного тепла. При этом, конечно, не следует оставлять без внимания прежде всего побочное действие охлаждения шнека, выражающееся в уменьшении эффективной глубины нарезки.

Поскольку требования об одинаковой величине автогенного повышения температуры и одинаковых последствиях тепловых потерь несовместимы, в этом случае практически следует пойти

на компромисс между условиями (2.142)—(2.145). Таким образом, если $D > D_0$:

$$h_{2,0}\sqrt[3]{D/D_0} < h_2 < h_{2,0} D/D_0; \qquad (2.146)$$

$$N_{2,0}\sqrt[3]{(D_0/D)^2} < N_2 < N_{2,0}. \qquad (2.147)$$

При этом, конечно, требование об одинаковом автогенном повышении температуры имеет большее значение, чем требование об одинаковом снижении температуры из-за потерь тепла. Однако в случае малых автогенных машин, имеющих в сравнении с объемом материала большую поверхность цилиндра, потери тепла нельзя рассматривать как второстепенное явление.

2.8.3. ПОЛНОЕ РЕШЕНИЕ ПРОБЛЕМЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ

Если рассматривать шнек как последовательное соединение загрузочной, средней и выдавливающей зон и на этой основе попытаться вывести законы его моделирования с учетом переменного влияния формующего инструмента, то сразу же возникает затруднение из-за жесткой связи между различными зонами шнека. Эта связь делает невозможным такое положение, при котором каждая зона имела бы свое оптимальное число оборотов, определенное для нее на основе специальных (зональных) законов моделирования. Поэтому при определении размеров и режима работы шнека необходимо искать компромиссные решения. При этом в случае преимущественно теплопроводно-конвекционного нагрева получаются иные выводы, чем в случае выраженного автогенного способа работы.

Выше отдельные рабочие зоны шнека были охарактеризованы следующим образом:

I. Участок L_1:

1) с обогревом цилиндра и нейтральным шнеком;

2) с обогревом цилиндра и обогреваемым шнеком.

II. Участок L_2:

1) преобразование в тепло механической энергии без внешнего обогрева (автогенный режим работы);

2) превращение в тепло механической энергии с дополнительным обогревом.

Введение единой характеристики

Попытаемся охарактеризовать любой применяемый способ работы одним параметром, который позволял бы непосредственно определять долю теплопроводно-конвекционного нагрева в общем приросте энтальпии при переработке массы на шнековом

прессе. При этом будем исходить, например, из комбинации 1a/2a (участок L_1 с обогреваемой стенкой цилиндра и нейтральным шнеком и участок L_2 с преобразованием механической энергии без внешнего обогрева). В этом случае для чисел оборотов шнека N_1 и N_2 действуют следующие законы моделирования:

$$N_1 = N_{1,0}\sqrt{D_0/D} \quad \text{и} \quad N_2 = N_{2,0}.$$

Компромисс между этими двумя различными положениями должен, по-видимому, ориентировочно выражаться в виде

$$N = N_0\left(\frac{D_0}{D}\right)^{1/3} \text{ или } N = N_0\left(\frac{D_0}{D}\right)^{1/4},$$

а в общем случае — как

$$N = N_0\left(\frac{D_0}{D}\right)^{\psi}, \tag{2.148}$$

причем $0 < \psi < 0{,}5$.

Если теперь определить коэффициент ψ с помощью уравнения

$$\psi = \frac{1}{2}\frac{T_1 - T_0}{T_2 - T_0}, \tag{2.149}$$

то получится, что крайнее значение $\psi = 0$ относится к случаю чисто автогенного способа работы ($T_1 = T_0$), а величина $\psi = 0{,}5$ — к случаю чисто теплопроводно-конвекционного режима с обогревом цилиндра ($T_1 = T_2$).

За пределами применимости уравнения (2.149) для режима работы с обогревом цилиндра и шнека может быть принято $\psi = 0{,}67$.

Если скорость сдвига в случае D-шнека должна быть такой же, как в случае D_0-шнека, то необходимый для определения числа оборотов шнека компромисс между величинами N_1 и N_2 обязательно вызывает внесение соответствующих поправок в глубины нарезки h_1 и h_2 D-шнека.

Далее необходимо исследовать законы моделирования для числа оборотов N и глубин нарезки h_1 и h_2 шнека, рассматриваемого как одно целое, а также вытекающие из них правила моделирования для характеристик мундштука K, давлений массы p, производительностей G, мощностей привода P_a и мощностей нагрева P_h. Это исследование относится главным образом к случаю комбинации 1a/2a. Другие случаи — 1a/2b, 1b/2a и 1b/2b — требуют только определенного изменения характеристики ψ.

Правила моделирования для случая комбинированного режима работы 1a/2a

В этом случае (участок L_1 с обогреваемой стенкой цилиндра и нейтральным шнеком, участок L_2 с преобразованием в тепло механической энергии без внешнего обогрева) для глубин нарезки шнека действительны уравнения (2.123) и (2.142).

Из компромиссного уравнения (2.148) между уравнениями (2.124) и (2.142), а также из требования о равенстве скоростей сдвига в случае D-шнека и D_0-шнека непосредственно вытекают следующие соотношения:

$$h_1 = h_{1,0}\left(\frac{D}{D_0}\right)^{1-\psi} \tag{2.150}$$

и

$$h_2 = h_{2,0}\left(\frac{D}{D_0}\right)^{1-\psi}. \tag{2.151}$$

Это является дополнительным подтверждением принятого в случае 1a равенства величин компрессии для D-шнека и D_0-шнека:

$$\chi = h_1/h_2 = h_{1,0}/h_{2,0} = \chi_0.$$

С учетом уравнения (2.151) можно также написать уравнение константы мундштука (2.139) следующим образом:

$$K = K_0\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3(1-\psi)}. \tag{2.152}$$

Соответствующая настройка величины K может быть достигнута различными способами:

1) подгонкой длины мундштука (длины того участка, на котором поверхность формующего канала имеет параллельные образующие, — так называемой «длины обоймы»);

2) путем изменения ширины конического зазора между концом шнека и специальной вставкой (при этом либо сам шнек, либо вставка перемещается в осевом направлении);

3) установкой регулирующего вентиля между концом шнека и мундштуком.

На практике одна и та же машина почти всегда снабжается формующими инструментами, имеющими весьма различные характеристики, причем не всегда выполняется правило, приведенное в уравнении (2.152). При таких отклонениях становится неприменимым правило моделирования (2.148) для числа оборотов шнека, основывающееся на сохранении режима работы D_0-шнека (I_a, N_0). В таком случае необходимо соответствующим образом из-

менить условия работы D-шнека (T_a, N). Если, например, характеристика больше, чем полагается по уравнению (2.152) (следовательно, сопротивление формующего инструмента меньше), то для D-шнека следует повысить либо температуру T_a, либо число оборотов N, либо обе величины вместе.

Правда, для обычных машин, которые работают с не очень большими числами оборотов, влияние константы K мундштука (по крайней мере, в случае шнеков, имеющих мелкую нарезку на выдавливающем конце) не имеет решающего значения.

Экструзия термопластичной массы через любой формующий инструмент, характеризуемый величиной K, происходит с производительностью Q, которая после подстановок уравнений (2.148), (2.151) и (2.152), а также замены

$$L_{1,2} = L_2 = C_2 D \tag{2.153}$$

может быть определена из следующего выражения [1]:

$$Q = \frac{6\pi^2 C_2 N_0 h_{2,0} D_0^2 K_0 \sin\alpha\cos\alpha}{12 C_2 K_0 + \pi h_{2,0}^3 \sin^2\alpha}\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi} = Q_0\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi} \cdot \tag{2.154}$$

Соответственно, получается следующее выражение для давления массы p:

$$p = p_o\left(\frac{D}{D_0}\right)^{\psi} \cdot \tag{2.155}$$

При адиабатическом способе работы ($\psi = 0$) и исполнении шнека, а также формующего инструмента в соответствии с правилами моделирования D-шнек развивает такое же давление экструзии p, как D_0-шнек. В случае же неадиабатического режима работы давление растет пропорционально $(D/D_0)^{\psi}$. Это следует учитывать при расчете отдельных деталей формующего инструмента (дорнодержателя, болтов фланцевого соединения) на механическую прочность.

Автором работы [1] получены оптимальные значения угла подъема α и глубины нарезки h:

$$\sin^2\alpha = \frac{6C_2K}{\pi h_2^3}; \quad \sin^2\alpha = \frac{12C_2K}{24C_2K + \pi h_2^3},$$

из которых следует, что

$$\sin\alpha(\text{оптим.}) = 0{,}5, \quad \alpha(\text{оптим.}) = 30^\circ$$

и

$$h_3(\text{оптим.}) = \sqrt[3]{\frac{24}{\pi}C_2K} = 1{,}97\sqrt[3]{C_2K} \quad \left(\alpha = 30^\circ\right). \tag{2.156}$$

Интересно, что теоретические оптимальные значения h_2 и α не зависят от диаметра шнека. Величина h_2 определяется только константой формующего мундштука и длиной выдавливающей зоны шнека (кратностью диаметра), в то время как α для всех шнеков и формующих инструментов имеет одинаковую оптимальную величину (30°). Эти положения, конечно, справедливы в том случае, если термопластичный материал ведет себя как ньютоновский расплав.

Практически обычно работают с меньшим углом подъема винтовой линии, например 17°40′, соответствующим шагу нарезки, равному $1D$. Угол подъема, равный 30°, был бы невыгодным для процесса продвижения гранулята или порошка в загрузочной зоне, кроме случаев крайне низких коэффициентов трения между материалом и поверхностью шнека. С другой стороны, повышение угла подъема винтовой линии выше 17°40′ лишь незначительно увеличивает производительность выдавливающей зоны, особенно при больших сопротивлениях мундштука. Однако глубина нарезки при меньшем угле подъема винтовой линии должна быть больше, чем при угле 30°.

В заключение этой части теоретического исследования рассмотрим требуемые для экструзии мощности привода и обогрева.

Мощность привода одношнекового экструдера рассчитывается по формуле [1, 3, 4, 7]:

$$P_a = \frac{\pi^2}{2} D^2 N h_2 p \cdot \mathrm{tg}\alpha + \pi^3 D^2 N^2 \mu L_2\left(\frac{D}{h_2\cos\alpha} + \frac{e}{\delta \mathrm{tg}\alpha}\right). \tag{2.157}$$

При точных расчетах второй член в правой части этого уравнения требует корректировки, которая связана с тем, что в узком зазоре между выступами шнека и стенкой цилиндра расплав испытывает особенно интенсивный сдвиг. Этот сдвиг вызывает (непосредственно или вследствие автогенного повышения температуры) снижение вязкости расплава, находящегося в указанном зазоре. Кроме того, в наиболее общем случае нельзя принимать, что вязкость μ остается постоянной на всем протяжении выдавливающей зоны. В данном случае целесообразно применить среднюю величину вязкости $\bar{\mu}$. Поэтому второй член в уравнении (2.157) следует разбить на сумму двух слагаемых с различными значениями вязкости:

$$\pi^2 D^2 N^2 L_2\left(\bar{\mu}\frac{D}{h_2\cos\alpha} + \mu'\frac{e}{\delta \mathrm{tg}\alpha}\right),$$

где $\mu' < \bar{\mu}$.

Вероятно, частное от деления μ'/δ при очень малом зазоре δ между шнеком и цилиндром принимает предельное значение. Это

относится практически как к автогенному, так и к изотермическому режимам работы, поскольку описанный эффект не может быть полностью устранен ни при каких обстоятельствах. Разница между вязкостями в зазоре (μ') и в межвитковом объеме шнека (μ'), вообще говоря, должна быть в случае изотермического способа работы больше, чем при адиабатическом режиме. Поэтому при изотермической работе обычно можно пренебречь уменьшением производительности, связанным с утечкой материала через зазор между выступами шнека и цилиндром. В то же время в случае адиабатического режима при определенных условиях с этой утечкой приходится считаться, несмотря на то, что при малом зазоре она очень мала по сравнению с поступательным движением материала и обратным потоком по межвитковому каналу шнека.

В дальнейших расчетах ограничимся упрощенным уравнением:

$$P_a = \frac{\pi^2}{2} D^2 N h_2 p \operatorname{tg}\alpha + \pi^2 D^3 N^2 \frac{\bar{\mu} L_2}{h_2 \cos\alpha}. \qquad (2.158)$$

Установлено, что если при переработке определенного материала заданным шнеком варьируется число оборотов N, то потребляемая мощность привода шнека изменяется в зависимости от условий работы. При этом, разумеется, не обязательно считать вообще постоянными давление P в конце шнека и среднюю вязкость $\bar{\mu}$.

При изотермическом способе работы P_a растет пропорционально числу оборотов шнека.

В случае изотермического способа работы получим [1]:

$$P_{a\,\text{изотерм}} = C_1 \mu N^2.$$

Отсюда следует, что в данном случае крутящий момент

$$M_{d\,\text{изотерм}} = \frac{P_{a\,\text{изотерм}}}{N} = C_1 \mu_1 N$$

изменяется пропорционально числу оборотов шнека N.

При адиабатическом способе работы требующаяся мощность привода в первом приближении может быть выражена соотношением [1]

$$N_{\text{адиаб}} = C \bar{\mu} N^{\nu},$$

в котором $1 < \bar{\mu} < 2$. Отсюда следует, что крутящий момент

$$M_{d\,\text{адиаб}} = C \bar{\mu} N^{-1}.$$

При более точном исследовании необходимо учитывать зависимость автогенного повышения температуры и, как результат, зависимость средней величины структурной вязкости $\bar{\mu}$ от числа

оборотов шнека. Было найдено, что в случае адиабатического способа работы потребляемая мощность привода при малом числе оборотов шнека повышается пропорционально N^2, а при больших числах оборотов – пропорционально N. Следовательно, в данном случае крутящий момент на валу шнека при малых рабочих скоростях растет пропорционально ν, в то время как при больших скоростях остается постоянным. На рис. 2.36 показаны потребляемая мощность и крутящий момент в зависимости от числа оборотов шнека при изотермическом и адиабатическом режимах работы, а также для случая обычного режима работы (автогенный нагрев при одновременном теплообмене с окружающей средой постоянной температуры).

Если в уравнение (2.158) подставить выражение для N согласно уравнению (2.148), h_2 – согласно уравнению (2.151) и p — согласно уравнению (2.155), то получится:

$$P_a = \pi^3 C_2 \bar{\mu} \frac{N_0^2}{h_{2,0}} \frac{D_0^4}{\cos\alpha} \left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-\psi} + \frac{\pi^2}{2} N_0 h_{2,0} p_0 \operatorname{tg}\alpha D_0^2 \left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-\psi},$$

или

$$P_a = P_{a0} \left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-\psi}. \qquad (2.159)$$

Для крутящего момента $M_d = P_a/N$ на основе уравнений (2.159) и (2.148) получается следующее правило моделирования:

$$M_d = \frac{P_0}{N_0} \left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi} = M_0 \left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi}. \qquad (2.160)$$

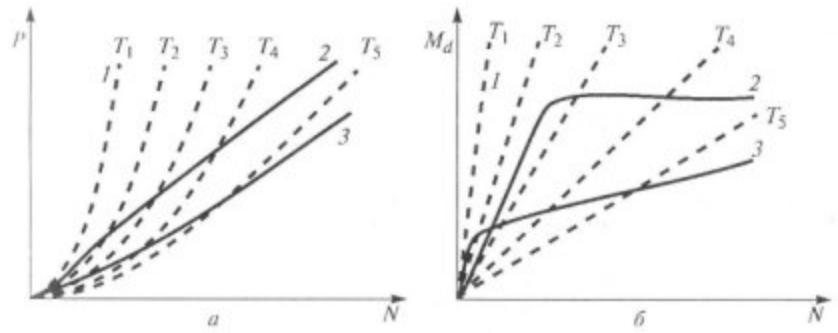


Рис. 2.36. **Зависимость потребной мощности $P(a)$ и крутящего момента M_d ($б$) от числа оборотов N:**

1 — при изотермическом, *2* — при адиабатическом и *3* — при политропном режимах работы одношнекового экструдера

Как и уравнение производительности Q, уравнение мощности привода требует корректировки, если учесть, что некоторое преобразование механической энергии в тепловую имеет место также на участке L_1 шнека и вследствие этого несколько уменьшается количество тепла, которое должно быть подведено от внешнего обогрева. В связи с этим повышается потребляемая мощность привода как в случае D-шнека, так и в случае D_0-шнека. Как это отражается на уравнении $P_a = f(D/D_0)$, заранее сказать нельзя. Однако можно считать, что следствием автогенного процесса на участке L_1, так же как и на участке L_2, будет повышение показателя степени у отношения D/D_0.

Правило моделирования потребляемой мощности обогрева можно вывести непосредственно из общего баланса мощности.

Баланс мощности шнекового пресса имеет следующий вид:

$$P_a + (P_h - P_h')I = Q(T - T_0)\gamma c I + QP, \qquad (2.161)$$

где P_h – подводимая мощность обогрева, включая покрытие потерь, кал/с; P_h' – потери мощности путем излучения, теплопроводности и конвекции, кал/с; c – средняя удельная теплоемкость массы в интервале температур от T_0 до T, включая удельную скрытую теплоту превращения, кал/(г · град); $I = 42700$ гс · см/кал – механический эквивалент тепла.

Произведением QP в правой части уравнения (2.161) по сравнению с тепловой мощностью $Q(T - T_0)\gamma c I$ в большинстве случаев можно пренебречь.

Если теперь в уравнение (2.161) подставить

$$P_h = P_{h0}'\left(\frac{D}{D_0}\right)^2, \qquad (2.162)$$

а также значения P_a согласно уравнению (2.159), Q — согласно уравнению (2.154) и P – согласно уравнению (2.155), то получится следующее правило моделирования мощности обогрева:

$$P_h = P_{h0}'\left(\frac{D}{D_0}\right)^2 + \frac{1}{I}\left[(Q_0 p - P_{a0})\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-\psi} + Q_0 I(T - T_0)\gamma c\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi}\right]. \qquad (2.163)$$

При условии, что машина имеет хорошую тепловую изоляцию и можно (при составлении энергетического баланса) пренебречь мощностью, расходуемой на выдавливание массы (не очень высокое число оборотов шнека или небольшое сопротивление мундштука), уравнение (2.163) упрощается и приводится к виду:

$$P_h = Q_0(T - T_0)\gamma c\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi} - \frac{P_a}{I}\left(\frac{D}{D_0}\right)^{3-2\psi}. \qquad (2.164)$$

2.9. ВЗАИМОДЕЙСТВИЕ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА С ФОРМУЮЩИМ ИНСТРУМЕНТОМ

Экструдеры любого типа оснащены формующим инструментом для получения изделий определенной геометрии. Наличие формующего инструмента, определяющего в конечном итоге давление в конце шнека (на входе в формующий инструмент), оказывает большое влияние на работу зон загрузки, плавления и дозирования.

Фактическая производительность одношнекового экструдера, снабженного конкретным формующим инструментом, определяется взаимодействием экструдера с формующим инструментом.

Пропускная способность формующего инструмента (производительность) равна:

$$Q = K_w \frac{\Delta p}{\eta}, \qquad (2.165)$$

где Q — объемный расход, см^3/с; K_w — коэффициент геометрической формы (сопротивления) формующего инструмента, см^3; Δp — перепад давления в формующем инструменте; η — эффективная вязкость расплава полимера в формующем инструменте.

С другой стороны, производительность одношнекового экструдера равна [см. уравнение (2.73)]:

$$Q = \frac{\pi^2 D^2 \sin\alpha\cos\alpha\left(1 - \frac{ie}{t}\right)hN}{2} - \frac{\pi D}{12\mu_a}\frac{\Delta p}{L}h^3\sin^2\alpha\left(1 - \frac{ie}{t}\right).$$

Последнее уравнение можно переписать в следующем виде:

$$Q = \frac{\pi^2 D^2 Nh\sin\alpha\cos\alpha}{2} - \frac{\pi D h^3}{12\mu_a}\sin^2\alpha\frac{p_2 - p_1}{L}, \qquad (2.166)$$

где μ_a – эффективная (кажущаяся) вязкость расплава полимера в винтовом канале шнека; p_1 – давление расплава полимера в начале зоны дозирования; p_2 – давление расплава полимера в конце зоны дозирования; L – длина зоны дозирования (параллельно оси шнека).

Соответственно потоки в винтовом канале шнека выразятся так: прямой поток:

$$Q_D = \frac{\pi^2 D^2 Nh\sin\alpha\cos\alpha}{2};$$

поток под давлением (обратный поток):

$$Q_p = \frac{\pi D h^3 \sin^2\alpha}{12\mu_a}\frac{p_2 - p_1}{L}.$$

Выражения для прямого и обратного потоков показывают, что потоки по разному зависят от размеров шнека (D, h, α, L), рабочих режимов экструзии (N, p_1, p_2) и эффективной вязкости расплава полимера μ_a.

Как видно, прямой поток Q_D, не зависящий от величины $(p_2 - p_1)/L$, растет с увеличением глубины винтового канала h и частоты вращения шнека N. Обратный поток Q_p (поток под давлением) пропорционален величине $(p_2 - p_1)/L$ и обратно пропорционален вязкости расплава μ_a.

Кроме того, поток Q_p растет пропорционально третьей степени величины h (глубины канала), являющейся, таким образом, важнейшим геометрическим параметром шнека. При этом, однако, следует отметить, что удельное падение давления $(p_2 - p_1)/L$, со своей стороны, также в большей или меньшей степени зависит от размеров шнека, числа его оборотов и вязкости расплава и, кроме того, от сопротивления, которое создает расплаву формующий инструмент [см. коэффициент K_w в уравнении (2.165)].

Графики в координатах «производительность — давление» называют *рабочими характеристиками* экструдера и формующего инструмента.

Для экструдера такой график выражает зависимость производительности от давления, развиваемого на конце шнека.

Рабочая характеристика шнека представляет собой прямую линию [39] (рис. 2.37, *а*). При постоянной скорости вращения шнека производительность Q связана примерно линейной зависимостью с противодавлением p, развиваемым формующим инструментом. Точка пересечения кривой с ординатой дает производительность Q_{max} при отсутствии противодавления в формующем инструменте ($p = 0$), а угол наклона зависит от глубины винтового канала. Если в зоне дозирования глубина винтового канала h_1 — большая (на рис. 2.37, $ah_1 > h_2 > h_3$), то кривая имеет крутой наклон, т. е. шнек чувствителен к противодавлению; если же глубина канала небольшая (h_3), кривая имеет небольшой наклон. На угол наклона кривой оказывает влияние также и длина зоны дозирования шнека. Для шнеков с одинаковой глубиной нарезки, но с различной длиной зоны дозирования l_1, l_2, l_3 ($l_1 > l_2 > l_3$) угол наклона к оси абсцисс кривых, которые пересекают ось ординат в одной и той же точке, по мере увеличения длины зоны дозирования будет уменьшаться (рис. 2.37, *б*). Из сказанного следует, что шнек имеет так называемую жесткую характеристику. Охлаждение шнека оказывает на его рабочую характеристику такое же влияние, как и уменьшение глубины нарезки (рис. 2.37, *в*) (рабочие характеристики *I* получены без охлаждения шнеков, *II* — с охлаждением).

Повышение температуры расплава в зоне дозирования влияет на работу экструдеров так же, как и уменьшение длины зоны дозирования (рис. 2.37, *г*, цифры на кривых — температура расплава).

При увеличении частоты вращения шнека N его характеристика перемещается в сторону увеличения производительности (рис. 2.37, *в*, цифры на кривых — частота вращения шнека).

В тех же координатах «производительность — давление» рабочая характеристика формующего инструмента, графически изображающая зависимость производительности от давления в головке, представляет собой некоторую кривую, проходящую через начало координат (рис. 2.37, *д*). Кривизна этой кривой зависит от гидравлического сопротивления формующего инструмента (кривая *1* – для малого сопротивления, *2* – для большого сопротивления, *3* – шнек с малой глубиной канала, *4* – с глубоким каналом).

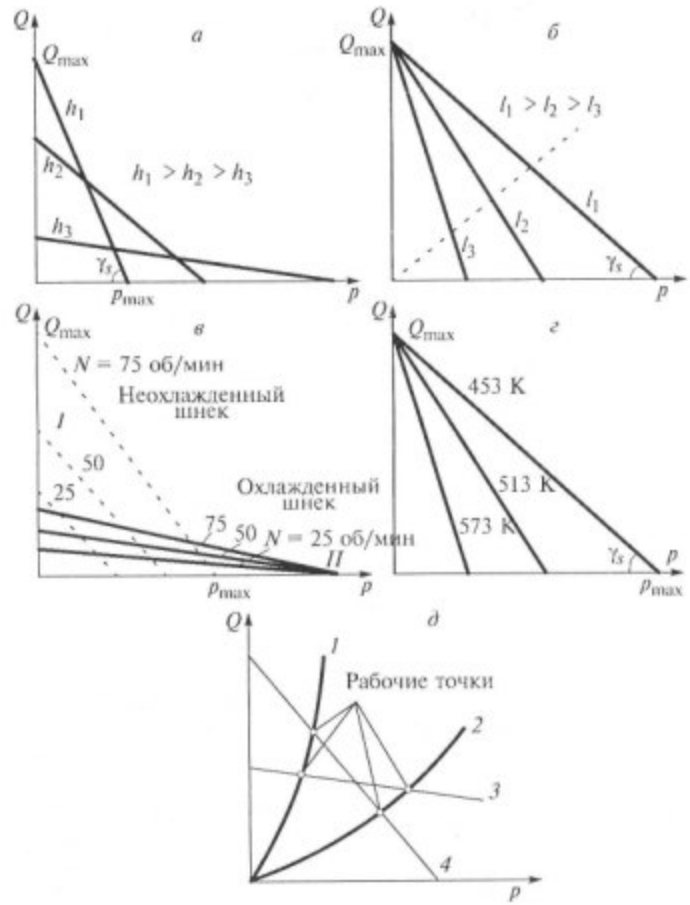


Рис. 2.37. Рабочие характеристики шнека

Повышение температуры влияет на характеристику формующего инструмента так же, как увеличение его выходного диаметра; при этом наклон графика возрастает.

Пересечение рабочих характеристик шнека и формующего инструмента представляет собой *рабочую точку*, показывающую значение производительности и развиваемого при этом давления на входе в экструзионную головку для конкретного сочетания шнека и инструмента при заданной скорости вращения шнека (рис. 2.37, *д*).

Изложенные выше некоторые другие зависимости, характерные для одношнекового экструдера, можно вывести непосредственно из уравнений (2.73) и (2.165), если принять, что давление в начале зоны дозирования равно давлению в зоне загрузки p_0, т. е. $p_2 - p_1 \approx p_2 - p_0 = p$. Прежде всего из уравнения (2.73) с учетом $p_2 - p_0 = p$ можно получить значения Q_{max} ($p = 0$) и p_{max} ($Q = 0$):

$$Q_{max} = Q_D = \frac{\pi^2 D^2 h N \sin\alpha\cos\alpha}{2}; \qquad (2.167)$$

$$p_{max} = \frac{6\pi\mu_a L D N}{h^2 \mathrm{tg}\alpha}. \qquad (2.168)$$

Величина Q_{max}, определяемая уравнением (2.167), составляет всегда меньше 50 % той максимальной производительности шнека, которая могла бы иметь место, если бы движение материала происходило аналогично перемещению ходовой гайки по вращающемуся винту. Такая производительность рассчитывается для шнека с мелкой нарезкой ($h < 0{,}1\pi D\mathrm{tg}\alpha$) по уравнению [1]:

$$Q_{\text{гайка/винт}} = \pi^2 D^2 h N \,\mathrm{tg}\alpha. \qquad (2.169)$$

Отсюда отношение

$$\frac{Q_{max}}{Q_{\text{гайка/винт}}} = \frac{1}{2}\cos^2\alpha, \qquad (2.170)$$

которое в известном смысле можно рассматривать как объемный коэффициент полезного действия.

Для наиболее распространенных шнеков с шагом $t = D$ ($\alpha = 17°40'$) $Q_{max}/Q_{\text{гайка/винт}}$ имеет величину 0,465. Другими словами, объемный коэффициент полезного действия таких шнеков равен 46,5 %.

Значение уравнения (2.168) заключается в том, что оно позволяет рассчитать максимальное давление, которое может возникнуть при работе с формующими инструментами, имеющими большое сопротивление, и таким образом дает исходные данные для прочностного расчета размеров формующего инструмента (например, дорнодержателя) и деталей крепления головки к материальному цилиндру одношнекового экструдера (откидных болтов, байонетных затворов и т. п.). Как следует из уравнения (2.168), максимальное давление пропорционально эффективной вязкости расплава μ_a, величине размеров шнека D и L, числу оборотов шнека N и обратно пропорционально квадрату глубины канала h и тангенсу угла подъема винтовой линии шнека α.

Исходя из уравнений (2.167) и (2.168) можно определить угол наклона линии характеристики шнека (см. рис. 2.37):

$$\mathrm{tg}\gamma_s = \frac{Q_{max}}{p_{max}} = \frac{\pi D h^3 \sin^2\alpha}{12\mu_a L}. \qquad (2.171)$$

Аналогично из уравнения (2.165) при $\Delta p = p_2 - p_1 = p$ определяется наклон линии характеристики формующего инструмента:

$$Q/p = K_w/\mu_a. \qquad (2.172)$$

Из соотношения (2.172) следует, что чем больше коэффициент геометрической формы головки K_w (меньше сопротивление головки $W = 1/K_w$) и меньше вязкость расплава μ_a, тем круче характеристика формующего инструмента. Следовательно, вязкость расплава полимера оказывает одинаковое влияние на характеристику как шнека, так и формующего инструмента.

2.10. ДИСПЕРГИРОВАНИЕ АГЛОМЕРАТОВ ЧАСТИЦ НАПОЛНИТЕЛЯ В ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

2.10.1. МОДЕЛЬ ДИСПЕРГИРОВАНИЯ АГЛОМЕРАТОВ ЧАСТИЦ НАПОЛНИТЕЛЯ

Процесс экструзии по своей природе неразрывно связан с процессами диспергирования и смешения.

В настоящее время экструдеры нашли широкое применение в качестве смесителей-пластикаторов непрерывного действия при производстве и переработке композиционных материалов, а также для введения красителей или различных структурирующих добавок непосредственно в процессе переработки полимеров.

Введение наполнителей позволяет модифицировать физико-механические свойства и эксплуатационные характеристики и экономить исходное полимерное сырье.

Перспективным способом модифицирования свойств полимеров для получения материалов с заданными свойствами является введение дисперсных и армирующих (волокнистых) наполнителей. Структура и свойства наполненных полимеров как гетерогенных многокомпонентных систем в общем виде определяется двумя фак-

торами. Первый заложен в самом принципе получения наполненных материалов путем введения в полимеры наполнителей, различных по физической и химической структуре, размеру и форме частиц и их содержанию в системе. Второй является результатом тех изменений в физико-механических свойствах и структуре полимерной матрицы, которые обусловлены взаимодействием на границе раздела «полимер — твердое тело».

Суммарное изменение свойств наполненной системы по сравнению с исходным полимером происходит в результате одновременного действия обоих факторов. При этом в системе имеет место определенное взаимодействие между частицами наполнителя и полимерной матрицей. Хотя до настоящего времени точно не установлено влияние химических или физических связей между полимером и наполнителем на свойства наполненной системы, можно считать, что для создания материала с оптимальными свойствами необходимо определить степень связывания полимера с поверхностью наполнителя. При этом большую роль играет степень диспергирования частиц наполнителя в процессе экструзии, так как чем глубже протекает процесс диспергирования агломератов частиц наполнителя при экструзии, тем больше поверхность их контакта с полимерной матрицей. При этом следует отметить, что подавляющее большинство используемых в качестве вводимых в полимер ингредиентов обладает высокой степенью агрегатирования исходных частиц. Присутствие в получаемой смеси агломератов приводит к образованию дефектов в структуре и анизотропии свойств изделия. Задачей диспергирования и последующего смешения является обеспечение таких однородностей распределения и дисперсности вводимых в полимер ингредиентов, которые обусловливают заданный комплекс свойств получаемых материалов.

Сопоставительный анализ и практика работы смесительного оборудования показали, что одной из машин, обладающей высокой диспергирующей и смесительной эффективностью при получении различных наполненных (композиционных) полимерных материалов на основе термопластичных полимерных материалов, является экструдер. Кроме того, экструдеры сочетают в себе процесс диспергирующего смешения с процессом непрерывного получения профильных изделий.

Получение композиционных материалов с заданными физико-механическими свойствами предусматривает создание условий для равномерного распределения хорошо диспергированного наполнителя. В то же время в процессах получения композитов с порошкообразным наполнителем при его введении в зону загрузки одношнекового экструдера наблюдается интенсивное образование агломератов порошкообразного наполнителя в зоне уплотнения и плавления полимера, которые подвергаются в дальнейшем разрушению в последующих функциональных зонах экструдера [10]. Размеры и прочностные характеристики образующихся агломератов (для данного типа наполнителя) определяются его компрессионными свойствами, содержанием наполнителя, размерами и формой частиц полимера, а также величиной давления, развивающегося в зонах загрузки и плавления экструдера. В то же время в большинстве конструкций одношнековых экструдеров интенсивное диспергирование частиц наполнителя осуществляется вследствие создания высоких напряжений сдвига в расплаве перерабатываемого материала. При этом диспергирование агломератов порошкообразных наполнителей происходит путем отрыва отдельных частиц наполнителя (или агломератов) под действием касательных напряжений. Интенсивность процесса диспергирования агломератов определяется величиной сил связи частиц в них, значением действующих касательных напряжений на их поверхности, а также скоростью отвода диспергированных частиц от поверхности агломерата. Сама интенсивность процесса диспергирования может быть охарактеризована количеством частиц диспергированного наполнителя, находящихся вблизи поверхности агломерата.

Механизм образования и разрушения агломератов впервые исследовал Мак-Келви [4]. Он рассматривает гетерогенную систему, в которой диспергируемая фаза находится в виде агрегатов, состоящих из двух частиц, а дисперсионная среда представляет собой вязкую жидкость. При этом предполагается, что агрегаты диспергируемой фазы не взаимодействуют друг с другом, поскольку их концентрация в системе незначительна. В данной системе в процессе переработки (смешения) действуют когезионные силы, удерживающие частицы агломерата от разъединения, и поверхностные силы, возникающие при движении частиц относительно жидкости.

В приводимой работе применена подвижная система координат (рис. 2.38), начало которой находится в центре одной из частиц агломерата. В результате анализа определяется положение центра другой частицы агломерата (в координатах x—y) на различных стадиях процесса смешения.

При радиусе частицы R наименьшее расстояние между центрами частиц равно $2R$, и его можно вычислить по формуле:

$$r = \sqrt{x^2 + y^2}. \qquad (2.173)$$

Предполагается, что в области $2R \le r \le r^*$ сила притяжения, удерживающая частицы вместе, постоянна, а в области $r > r^*$ эта сила пренебрежимо мала. Критический радиус разделения r^* представляет собой важный параметр всех процессов диспергирования и определяется природой сил, вызывающих агломерацию.

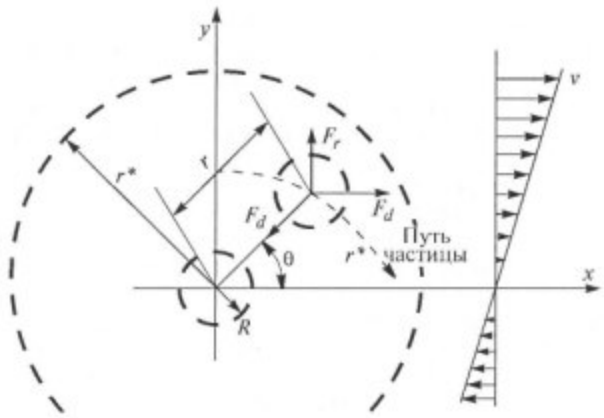


Рис. 2.38. Механизм образования и разрушения агломератов

Из рис. 2.38 видно, что при выбранной системе координат на окружающую частицы жидкую среду действует одноосная деформация сдвига, вызывающая течение среды вправо со скоростью

$$v = \dot{\gamma} y.$$

Если рассматриваемые частицы имеют форму шара и число Рейнольдса при движении частиц относительно жидкости невелико, то увлекающая сила, действующая на частицу, определяется по закону Стокса как $6\pi R\mu v$. Равнодействующую всех сил взаимодействия между поверхностью сферы и окружающей жидкостью можно разложить на составляющие F_d и F_r, которые определяются следующими равенствами:

$$F_d = 6\pi R\mu\left(\dot{\gamma} y - \frac{dx}{dt}\right); \qquad (2.174)$$

$$F_r = -6\pi R\mu \frac{dy}{dt}, \qquad (2.175)$$

где dx/dt — скорость движения частицы в направлении оси x; dy/dt — скорость движения частицы в направлении оси y; μ — вязкость жидкости.

Пренебрегая силами инерции (что вполне допустимо для системы, состоящей из очень маленьких частиц в жидкости с высокой вязкостью), получим:

$$F_d = F_a \cos\theta; \quad F_r = F_a \sin\theta, \qquad (2.176)$$

где θ — угол, образованный прямой, проходящей через начало координат и центр частицы (см. рис. 2.38); F_a — сила взаимодействия между частицами.

Из совместного решения уравнений (2.174), (2.175) и (2.176) с учетом, что $\cos\theta = x/r$, а $\sin\theta = y/r$, автором работы [4] получена следующая система обыкновенных дифференциальных уравнений:

$$6\pi R\mu\left(\dot{\gamma} y - \frac{dx}{dt}\right) = F_a \frac{x}{r}; \qquad (2.177)$$

$$-6\pi R\mu \frac{dy}{dt} = F_a \frac{y}{r}, \qquad (2.178)$$

где t — независимая переменная (время); x, y — зависимые переменные.

Из уравнений (2.177) и (2.178) получим:

$$\frac{dx}{dy} - \frac{x}{y} = -Kr, \qquad (2.179)$$

где

$$K = \frac{6\pi R\dot{\gamma}\mu}{F_a} = \frac{4\pi R\tau}{F_a}; \qquad (2.180)$$

τ — напряжение сдвига, возникающее в жидкости.

Для частиц малых размеров можно принять, что $r \approx x + y$. Тогда уравнение (2.179) принимает вид

$$\frac{dx}{dy} + x\left(K - \frac{1}{y}\right) = -Ky, \qquad (2.181)$$

а решение его выглядит как

$$(x + y)/y = Ce^{-Ky}, \qquad (2.182)$$

где C — постоянная интегрирования.

Постоянная интегрирования C находится из условия, что в начальном положении за координаты центра тяжести приняты (x_0, y_0).

Тогда уравнение (2.182) принимает вид:

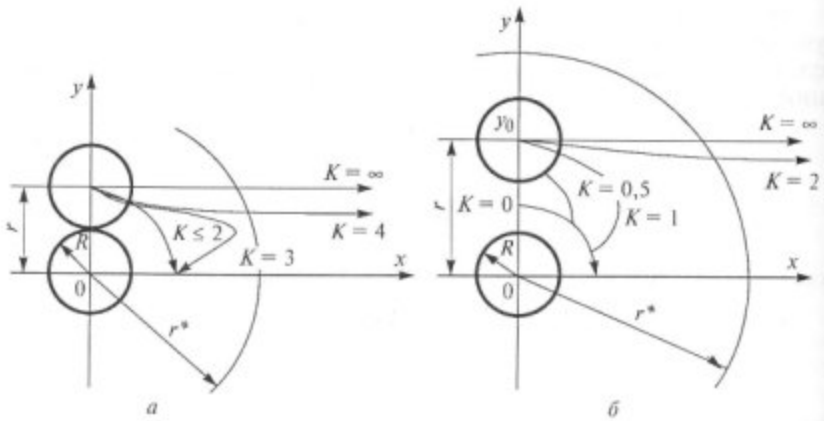
$$\frac{x + y}{x_0 + y_0}\frac{y_0}{y} = \exp\left[Ky_0\left(1 - \frac{y}{y_0}\right)\right]. \qquad (2.183)$$

Из последнего уравнения видно, что траектория (а следовательно, и течение процесса диспергирования) определяется параметром K, критическим радиусом r^* и первоначальной ориентацией агрегата (рис. 2.39).

Рассмотрим агломерат из двух частиц, ориентированный, как показано на рис. 2.39, *а*, где

$$R = 0{,}5; \quad x_0 = 0;$$

$$r^* = 3; \quad y_0 = 1.$$



а *б*

Рис. 2.39. Взаимодействие двух агломератов

При этом на жидкую среду действует деформация сдвига, вызывающая одноосное движение среды вправо.

Если сила притяжения частиц F_a мала или в жидкости возникают значительные напряжения сдвига, то величина K становится очень большой [см. уравнение (2.180)]. В предельном случае, когда $K \to \infty$, движение частиц совпадает с линиями тока жидкой среды, что свидетельствует о том, что диспергирующее смешение сводится к простому смешению (см. рис. 2.39, *а*). В области, где $r > r^*$, величины $F_a = 0$ и $K = \infty$, и в данной области все пути движения частиц совпадают с линиями тока. Влияние силы взаимодействия частиц становится заметным, когда K является конечным числом. Например, если $K = 4$, агломерат сперва слегка поворачивается, а затем верхняя частица (см. рис. 2.39, *а*) движется вправо и вниз по искривленному пути до тех пор, пока не достигается значение критического радиуса, когда силы взаимодействия между частицами F_a становятся равными нулю, после чего верхняя частица движется по линии тока вправо.

Тот же самый процесс начинается в случае, когда $K = 3$, но в конце концов частица достигает того положения, когда, вследствие уменьшения увлекающей силы жидкости, баланс сил становится неблагоприятным, после чего направление движения изменяется и частица снова объединяется с прежней частицей.

При $K = 2$ силы взаимодействия намного превышают вязкостные силы и поэтому расстояние между центрами частиц не будет изменяться. Центр верхней частицы пройдет четверть окружности (см. рис. 2.39, *а*), в результате чего агломерат повернется так, что прямая, проходящая через центры обеих частиц, совпадет с линией тока. Следовательно, в условиях данного примера разрушение агломерата произойдет только в том случае, когда параметр $K \geq 4$

[уравнение (2.180)]. При более благоприятной первоначальной ориентации для осуществления диспергирования достаточно меньшее значение параметра K. Например, если первоначальная ориентация частиц соответствует случаю, показанному на рис. 2.39, *б*, диспергирование может произойти далее при $K = 2$.

Из приведенного анализа можно сделать следующие выводы:

1) высокие напряжения способствуют диспергированию; существует некоторое значение напряжения сдвига, ниже которого вообще не происходит диспергирования;

2) в случае, если напряжение сдвига немного превышает критическое значение, то будут подвергаться разрушению только агломераты с благоприятной первоначальной ориентацией (большая ось которых перпендикулярна линиям тока). Следовательно, в смесителях, где осуществляется только одномерное движение перерабатываемого материала, произойдет разрушение лишь тех агломератов, первоначальное положение которых благоприятное. Однако, если в смесителе осуществляется непрерывное изменение направления потока, то в дальнейшем также будет происходить диспергирование агломератов. В конце концов, через определенный промежуток времени под воздействием напряжений сдвига каждый агломерат примет благоприятное положение и будет разрушен;

3) если предположить, что сила взаимодействия частиц F_a относительно независима от размера частиц, то из уравнения (2.180) видно, что параметр K прямо пропорционален радиусу R, т. е. агломераты, состоящие из бóльших по размеру частиц, легче разрушаются по сравнению с агломератами, состоящими из частиц меньших размеров.

Работа Мак-Келви [4] представляет собой идеализированный случай образования и разрушения агломератов, так как в реальных процессах экструзии наполненных полимеров будет наблюдаться несколько иная картина образования и разрушения агломератов. Это объясняется тем, что к расплавам полимеров вряд ли применим закон Стокса. Кроме того, частицы наполнителя редко имеют форму сферы, за исключением тех случаев, когда в полимер добавляются стеклянные микросферы.

2.10.2. МЕХАНИЗМ ОБРАЗОВАНИЯ И ДИСПЕРГИРОВАНИЯ АГЛОМЕРАТОВ ДИСПЕРСНЫХ НАПОЛНИТЕЛЕЙ

Процессы сжатия смесей полимера с наполнителем в сухом состоянии, происходящие в зонах загрузки и транспортировки экструзионных литьевых машин, вызывают образование характерных зон уплотнения, агломерирование дисперсных наполнителей и разрушение длинноволокнистых [10, 69]. При этом процесс образования агломератов зависит от формы, соотношения размеров и

взаимного положения частиц смеси «полимер-наполнитель», концентрации компонентов, приложенного давления и соотношения размеров частиц и полостей, в которых происходит их уплотнение. Варианты взаимного расположения частиц приведены на рис. 2.40.

Если смесь состоит из гранул полимера и дисперсного наполнителя с характерными размерами, соответственно, D_p и D_f, причем $D_p >> D_f$, при их сжатии образуются зоны уплотнения A, B, C (рис. 2.40, *а*). Последующее плавление полимера в условиях отсутствия сдвиговых деформаций в уплотненной массе приводит к образованию агломератов диаметром D_A, распределенных в расплаве и движущихся с ним в рабочих каналах перерабатывающих машин. Поведение таких агломератов зависит от многих факторов. Объемное сжатие материала агломерата должно приводить к его дальнейшему уплотнению и увеличению прочности.

Разрушение агломератов в реальных условиях процессов получения и переработки может происходить по двум механизмам.

Во-первых, за счет сдвиговых напряжений τ, действующих в расплаве полимера, происходит отрыв и унос отдельных частиц или их небольших образований с поверхности агломерата, что ведет к постепенному уменьшению его размеров. При этом размеры продуктов разрушения агломерата сравнимы с размерами исход-

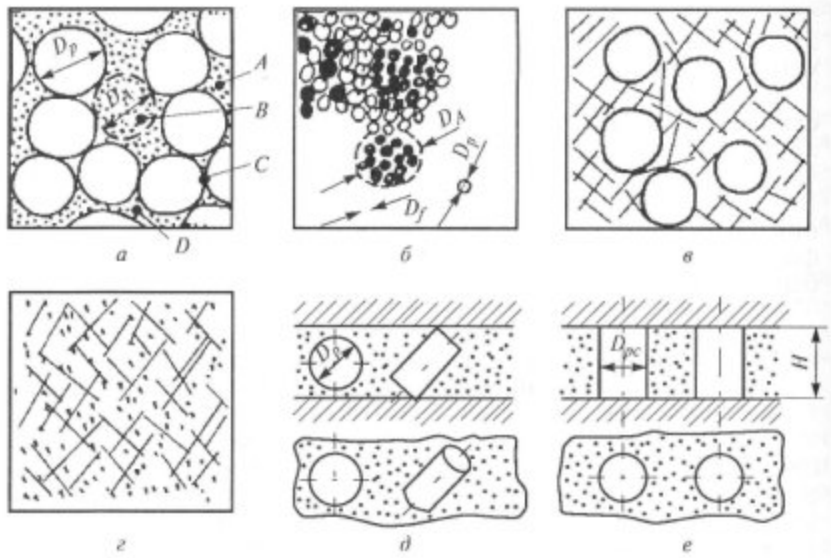


Рис. 2.40. Варианты взаимного расположения частиц наполнителя и полимера

ных частиц наполнителя. Этот вид разрушения агломератов приводит к высокой степени диспергирования.

Если величина развивающихся в расплаве касательных напряжений τ превышает сдвиговую прочность материала агломерата τ_A, может происходить его разрушение за счет деформаций сдвига, причем размеры продуктов разрушения агломерата будут сравнимы с его начальными размерами.

Во-вторых, могут быть созданы условия приложения к агломерату сосредоточенных сжимающих усилий, например путем его перемещения в сужающемся канале, один из размеров которого сравним с размерами агломерата. В этом случае происходит разрушение агломерата за счет сосредоточенных сжимающих усилий, аналогичных контактным напряжениям сжатия. Как и в предыдущем случае, продукты разрушения будут иметь размеры, сравнимые с размерами агломератов, что дает низкую степень диспергирования. Таким образом, сжатие смеси гранул полимера и дисперсного наполнителя в условиях, когда размеры канала больше размеров гранул (у большинства перерабатывающих машин), приводит к образованию агломератов дисперсного наполнителя. Грубое их диспергирование можно осуществить созданием высоких напряжений сдвига в расплаве и продавливанием расплава через каналы, один из характерных размеров которого меньше размеров агломератов. Высокая степень диспергирования достигается за счет уноса отдельных частиц наполнителя с поверхности агломерата под действием касательных напряжений в расплаве полимера.

Если размеры частиц полимера и дисперсного наполнителя сравнимы, то поведение системы при сжатии и последующем плавлении полимера зависит от исходного распределения частиц (рис. 2.40, *б*). Первоначальное равномерное распределение частиц полимера и наполнителя исключает образование агломератов и обеспечивает высокое качество смеси после плавления полимеров. Если однородность исходной композиции недостаточна, в процессе ее сжатия и последующего плавления образуются агломераты, свойства и поведение которых аналогичны описанным выше. Разброс размеров агломератов и неоднородность их распределения в массе полимеров оказываются тесно связанными с коэффициентом неоднородности исходной смеси.

При использовании длинноволокнистого наполнителя в смеси с гранулами полимера (рис. 2.40, *в*) или порошкообразным полимером (рис. 2.40, *г*) образуются агломераты волокнистого наполнителя, свойства которых определяются армирующим действием волокон, длина которых $L_в$ сравнима с характерным размером гранул полимера D_p. Дополнительным эффектом сжатия таких смесей является разрушение волокнистого наполнителя [42].

При сжатии смесей в полостях, размеры которых H сравнимы с размерами частиц полимера D_p, реальное распределение частиц

полимера (рис. 2.40, *д*) может быть смоделировано схемой, приведенной на рис. 2.40, *е*, где зоны компонента с меньшей концентрацией представлены в виде цилиндров диаметром D_{pe} и высотой H. Соотношение площадей контакта полимера и наполнителя должно быть пропорционально их объемному содержанию в смеси, а равномерность распределения — коэффициенту неоднородности смеси [41]. Что касается свойств и поведения уплотненного дисперсного наполнителя, то они принципиально не отличаются от первого рассмотренного случая.

При сжатии смеси полимера и дисперсного наполнителя с размерами частиц D_p и D_f, когда $D_p >> D_f$, размеры и свойства образующихся агломератов определяются как содержанием отдельных компонентов, так и возможным относительным положением их частиц.

Если объемная концентрация наполнителя в смеси C_{of} равна

$$C_{of} = V_f / (V_p + V_f), \tag{2.184}$$

а массовая

$$C_{Mf} = G_f / (G_p + G_f), \tag{2.185}$$

(где V — объем, G — масса, а индексы «*p*» и «*f*» соответствуют полимеру и наполнителю), то плотность композиции ρ_k будет выражаться соотношением

$$\rho_k = \rho_p + (\rho_f - \rho_p) C_{of}, \tag{2.186}$$

а связь между C_{Mf} и C_{of} — уравнениями [10]

$$C_{of} = \frac{\rho_p / \rho_f}{1/C_{Mf} + \rho_p/\rho_f - 1}; \qquad C_{Mf} = \frac{C_{of}}{C_{of}(1 - \rho_p/\rho_f) + \rho_p/\rho_f}. \tag{2.187}$$

В зависимости от концентрации наполнителя образование агломератов возможно в пространстве между частицами полимера при отсутствии касания их поверхностей (зона *A* на рис. 2.40, *а*), в пространстве между соприкасающимися гранулами (зона *B*), на площадках контакта между гранулами (зона *C*), в пространстве между гранулами, не полностью заполненном наполнителем в отсутствии сжатия (зона *D*) за счет арочного эффекта частиц полимера.

Величина агломератов, образующихся в пространстве между частицами полимера, зависит от расстояния между ними $A_к$ и $A_т$ (рис. 2.41, *а*, *б*) (индексы «к» и «т» отвечают расположению частиц полимера в углах куба или тетраэдра). Для менее плотного — по углам куба — расположения частиц полимера диаметром D_p в работе [10] предлагается следующее выражение для определения величины $A_к$:

$$A_к = D_p \sqrt[3]{\frac{\pi}{6(1 - C_{of к})}}. \tag{2.188}$$

Максимальный диаметр агломератов $D_{Aк}$, определяемый как расстояние между поверхностями сфер двух частиц полимера, расположенных по диагонали куба (рис. 2.41, *а*), равен:

$$D_{Aк} = D_p \left[\sqrt{3} \sqrt[3]{\frac{\pi}{6(1 - C_{of к})}} - 1 \right], \tag{2.189}$$

где

$$1 \geq C_{of к} \geq C^*_{of к}.$$

Предельная концентрация $C^*_{of к}$ соответствует случаю, когда при расположении частиц полимера по углам куба происходит касание их поверхностей. Из условия $A_к = D_p$ может быть найдена величина

$$C^*_{of к} = 1 - \pi/6. \tag{2.190}$$

При меньших концентрациях наполнителя вероятнее более плотное — по углам тетраэдра — расположение частиц полимера и возможно образование свободного, не заполненного наполните-

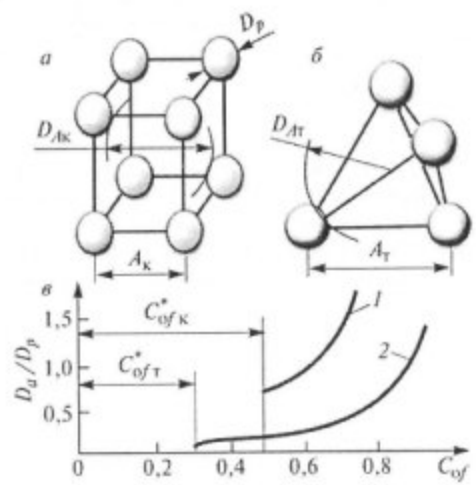


Рис. 2.41. К расчету размеров агломератов

лем, пространства между ними. Однако, поскольку частицы мелкодисперсного наполнителя образуют на поверхности частиц полимера слой, способствующий их относительному смещению, при $C_{0fK} < C^{*}_{0fK}$ более вероятен переход неустойчивого расположения частиц полимера по углам куба в более устойчивое тетраэдрическое (рис. 2.41, *б*).

Для тетраэдрического расположения частиц полимера (см. рис. 2.41, *б*) расстояние между ними равно [10, 70]

$$A_{\text{т}} = D_p \sqrt[3]{\pi \sqrt{\frac{2}{67\left(1 - C_{0f\text{т}}\right)}}}, \qquad (2.191)$$

а максимальный размер агломератов

$$D_{A\text{т}} = D_p \left(\sqrt[3]{\sqrt[3]{\frac{3\pi}{104\left(1 - C_{0f\text{т}}\right)}}} - \frac{1}{2} \right), \qquad (2.192)$$

где $1 \geq C_{0f\,\text{т}} \geq C^{*}_{0f\,\text{т}}$ (здесь $C^{*}_{0f\,\text{т}}$ — предельная объемная концентрация наполнителя при тетрагональном расположении частиц полимера и касании их поверхностей).

Условие $A_{\text{т}} = D_p$ дает:

$$C_{0f\,\text{т}} = 1 - 2\sqrt{2/134}. \qquad (2.193)$$

С увеличением давления сжатия p происходит уменьшение C_{0f} вследствие того, что сжимаемость дисперсного наполнителя значительно выше сжимаемости чистого полимера. Это должно учитываться в формулах (2.190) и (2.193) введением $C_{0f}(p)$.

При $C_{0f\,\text{к}} < C^{*}_{0f\,\text{к}}$ образование агломератов при сжатии смеси полимера и наполнителя возможно только за счет деформации частиц полимера и уменьшения расстояния между ними ($A < A_{\text{т}}$), поскольку пространство между частицами полимера не занято полностью наполнителем. Анализ этого случая может быть выполнен с использованием закономерностей деформирования двух контактирующих упругих сфер под действием контактных напряжений с учетом большой сжимаемости наполнителя, что существенно влияет на C_{0f}. Расстояние между центрами двух одинаковых сфер при действии силы F изменяется на величину δA, равную

$$\delta A = \sqrt[3]{9\pi^2 K^2 F^2 / D_p}, \qquad (2.194)$$

где $K = (1 - \nu^2)/(\pi E)$; ν — коэффициент Пуассона; E — модуль упругости.

В различных условиях нагружения (одноосное, плоское или объемное) при различных упаковках системы может быть определена величина δA и, следовательно, величины C_{0f} и D_A путем

использования приведенной выше методики. При этом следует учитывать особенности передачи усилий частицами с различной упаковкой и определять δA в направлениях действия усилий нагружения F.

Такой расчет возможен для кубической упаковки при $C_{0f} < C^{*}_{0f\,\text{т}}$, для тетраэдрической — при $C_{0f} < C^{*}_{0f\,\text{т}}$ в ограниченных пределах, поскольку формула не учитывает восприятие усилия сдавливания сфер частицами наполнителя, заполняющего пространство между ними (с увеличением δA это усилие возрастает).

В случае, когда внешние усилия могут быть аппроксимированы средним значением напряжения σ_m, величины δA и A можно получить из уравнения объемной деформации

$$\varepsilon_V = 3\frac{\delta A}{A} = \frac{3^{\frac{5}{3}} 2^{\frac{4}{3}}}{C_{\text{к}}^{\frac{2}{3}} D_p^2} \left(æ\,\sigma_m\right)^{\frac{2}{3}}, \qquad (2.195)$$

где $æ = (3/4)(1 - \nu^2)/E$, $C_{\text{к}}$ — число точек контакта на единицу объема, зависящее от типа упаковки частиц; для кубической упаковки $C_{\text{к}} = (3/4)D_p^{-3}$; для тетраэдрической $C_{\text{т}} = 3\sqrt{2}D_p^{-3}$; в реальной дисперсной среде в процессе сжатия величина $C_{\text{к}}$ изменяется, поэтому необходимо ее экспериментальное определение.

Расстояние между отдельными гранулами в пределах упругого обратимого объемного деформирования определяется из уравнения (2.195):

$$A\left(\sigma_m\right) = A\left[1 - \frac{3^{\frac{4}{3}}}{D_p^2}\left(\frac{1-\nu}{C_{\text{к}} E}\sigma_m\right)^{\frac{2}{3}}\right]. \qquad (2.196)$$

Следовательно, с помощью уравнений (2.188), (2.191) и (2.196) можно рассчитать размеры образующихся агломератов.

Необходимая информация о размерах и прочностных характеристиках агломератов реальных дисперсных систем может быть получена из зависимостей объемной деформации смеси от давления. В зависимости от концентрации C_{0f} вид этих кривых изменяется, поскольку меняется характер сжатия областей, занятых гранулами монолитного полимера и порошкообразного наполнителя.

В области малых концентраций наполнителя $C_{0f} < C^{*}_{0f\,\text{к}}$ [41] (см. рис. 2.41, *в*) сжимаемость всей системы определяется сжимаемостью каркаса гранул полимера, и, следовательно, зависимость $(\Delta V/V)_{\text{с}}$ от p близка к $(\Delta V/V)$ от p. При этом уплотнение наполнителя происходит только в точках контакта гранул. В этих точках образуются агломераты наполнителя, размеры которых можно определить, используя решение задачи сжатия двух шаров. Диаметр

образующегося агломерата может быть принят равным диаметру круга площадки контакта двух частиц [41], сжимаемых силой F_p.:

$$D_A = 1{,}442\sqrt[3]{F_p D_p \frac{1-\nu^2}{E}}. \qquad (2.197)$$

Прочность образующихся агломератов может быть оценена по величине максимального давления на площадке контакта $p_к$, равного

$$p_к = 0{,}918\sqrt[3]{\frac{F_p E^2}{D_p^2\left(1-\nu^2\right)^2}}. \qquad (2.198)$$

Величина F_p для различных типов упаковки частиц составляет: для кубической

$$F_{pк} = pA_к^2;$$

для тетраэдрической

$$F_{pт} = \frac{1}{4\sqrt{2}} A_т^2.$$

С увеличением C_{0f} по мере возрастания давления в процессе сжатия включаются области, занятые наполнителем. При $C_{0f} > C^*_{0fк}$ (рис. 2.41, *в*) сжимаемость всей системы определяется только поведением частиц в области дисперсного наполнителя.

По кривым сжимаемости может быть проведена оценка среднего давления в межгранульном пространстве, а следовательно, и в объеме агломерата при $C_{0f} > C^*_{0fк}$, а для сильно сжимаемых смесей — при $C_{0f}(p) < C^*_{0fк}$.

Для этого при заданной величине p_i находится $(\Delta V/V)_p$ и $(\Delta V/V)_c$. Разность $(\Delta V/V)_{f_1}$ и $(\Delta V/V)_p$, определяющая изменение объема смеси $\Delta V_c\big|_p = \Delta V_p\big|_{p-p_f} + V_f\big|_{p_f}$ в первом приближении, может быть признана за счет сжимаемости наполнителя $(\Delta V/V)_{f_1}$ равной [10, 41]:

$$\left(\frac{\Delta V}{V}\right)_{f_1} = \left(\frac{\Delta V}{V}\right)_c\Bigg|_{p_i} - \left(\frac{\Delta V}{V}\right)_f\Bigg|_{p_i}. \qquad (2.199)$$

По величине этой разности по компрессионной кривой для дисперсного наполнителя находят среднее значение возникающего в нем давления p_{f_1}. С учетом найденного значения p_{f_1} во втором приближении определяют $(\Delta V/V)_{f_1}$ при $p_{p_2} = p_i - p_{f_1}$ и аналогичное значение p_{f_2} во втором приближении. Операция повторяется до достижения требуемой точности определения.

В соответствии с найденным значением p_f размер агломератов наполнителя определяется по формуле:

$$D_A\big|_{p_f} = D_A\big|_{p=0}\sqrt[3]{1-\frac{\Delta V(p_f)}{V_0 C_{0f}}}. \qquad (2.200)$$

Если в смеси $D_p \approx D_f$, то ΔV_p и ΔV_f должны определяться по соответствующим кривым сжатия чистого полимера и наполнителя, поскольку можно считать $pf = p_p = p$. В этом случае

$$\left(\frac{\Delta V}{V}\right)_c = \left(\frac{\Delta V}{V}\right)_p + \left(\frac{\Delta V}{V}\right)_f,$$

а размер агломерата определяется прочностью при сжатии $[\sigma]_f$ частиц наполнителя. При напряжениях сжатия менее $[\sigma]_f$ значение $D_A = D_f$. Если напряжение сжатия больше $[\sigma]_f$, может иметь место разрушение как частиц полимера, так и наполнителя. В первом случае $D_A = D_f$, во втором происходит разрушение частиц наполнителя и заполнение межгранульного пространства полимера продуктами разрушения наполнителя, так что характерный размер агломератов может быть рассчитан по изложенной выше методике для $D_f << D_p$.

Для оценки размеров агломератов могут быть использованы экспериментальные данные по составу и структуре смеси после ее сжатия в матрице и последующего извлечения и проведения дисперсионного анализа смеси. Такого рода данные являются более полными, поскольку позволяют оценить распределение размеров агломератов, а также учитывают ряд факторов, не нашедших отражение в приведенных выше расчетах (таких, как неравномерность распределения наполнителя, наличие арочного эффекта, влажность и др.).

На рис. 2.42, *а* приведены гистограммы распределения размеров агломератов порошкообразного мела, образующихся при сжатии смеси с гранулированным поли-

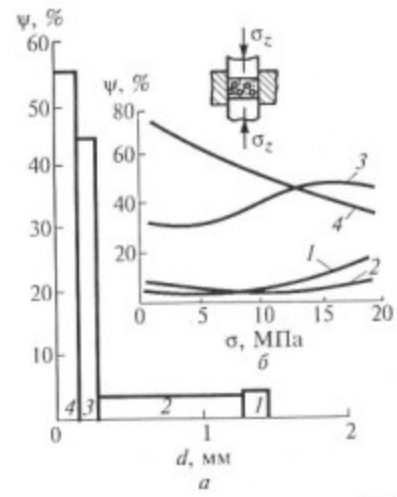


Рис. 2.42. Поведение агломератов при сжатии:

а — фракционный состав агломератов полиэтилена низкой плотности и мела (σ_z = 1 МПа, C_{0f} = 0,3); *1—4* — фракции смеси; ψ — содержание фракции; *б* — зависимость содержания агломератов фракций *1—4* от напряжения сжатия

этиленом низкой плотности с размерами гранул $D_p \times H = 3 \times 5$ мм и 3×2 мм [10]. Гистограммы показывают, что размеры агломератов меняются в широком интервале. В то же время наибольший размер находится в пределах, описываемых уравнением (2.189), что подтверждает выявленный механизм образования агломератов. Следует отметить, что в процессах переработки должна быть обеспечена требуемая степень диспергирования [3, 7] наиболее крупных образований и агломератов. В этой связи необходимо прогнозирование размеров именно этих агломератов, что и достигается использованием выражений (2.189) и (2.192).

Приведенные на рис. 2.42, *б* зависимости содержания отдельных фракций от напряжения сжатия свидетельствуют о некотором увеличении доли крупных фракций, содержание которых (в $м^{-3}$) равно:

$$N_A = 6\frac{C_{0f}V_1}{\pi D_A^3}, \qquad (2.201)$$

где $V_1 = 1$ м^3.

С учетом необходимости проведения расчета процесса диспергирования крупных фракций, определяющих качество диспергирования, диаметр образующихся агломератов может быть найден из уравнений (2.189) и (2.192).

В качестве характерного расстояния между образующимися агломератами L_A может быть использован размер частиц полимера (при малых C_{0f}); оно может быть рассчитано по уравнению [10]:

$$L_A = D_A\sqrt[3]{\frac{\pi}{6C_{0f}}}. \qquad (2.202)$$

Что касается дисперсии L_A, то она может быть принята равной дисперсии содержания наполнителя, т. е. $\sigma_{LA}^2 = \sigma_f^2$.

Приведенные данные позволяют рассчитать размер агломератов при заданных условиях их образования, основным из которых является напряжение сжатия, что требует знания величины давления, развиваемого в смеси полимер — наполнитель на всем протяжении ее пребывания в оборудовании.

Экспериментальное изучение поведения агломератов наполнителя в условиях сдвиговых деформаций было проведено в устройстве, показанном на рис. 2.43, *а* [41]. Условия простого сдвига расплава *2* создавались путем перемещения с заданной скоростью верхней подвижной плиты *7* относительно нижней неподвижной *3*. Частицы уплотненного под контролируемым давлением наполнителя *4* диаметром D_A (рис. 2.43, *б*) помещались в расплав толщиной H на определенном расстоянии h от нижней плиты. В процессе перемещения вдоль оси z верхней плиты через выполненную в ней прозрачную стенку *1* фиксировалась картина деформации аг-

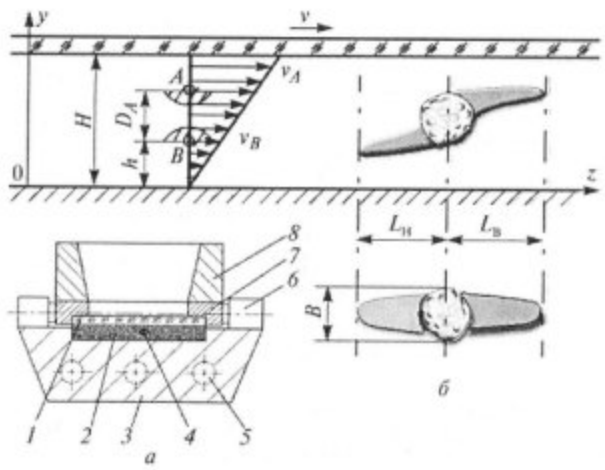


Рис. 2.43. К механизму диспергирования агломератов наполнителя:

а – устройство для исследования диспергирования агломератов при простом сдвиге; *б* – картина диспергирования агломератов

ломерата, длины следов на уровне верхней $L_в$ и нижней $L_н$ границ частицы, ее ширина B, а после охлаждения производился анализ распределения размеров частиц в различных частях следа [10]. Необходимый температурный режим поддерживался системой регулирования температуры *5* (см. рис. 2.43, *а*), фиксированная величина H — роликами *6*, а гарантированное поджатие расплава — грузом *8*. Пример результатов измерения $L_в(z)$, $L_н(z)$, $B(z)$ приведен на рис. 2.44. Кривая распределения размеров частиц, полученных в результате разрушения агломерата порошкообразного мела

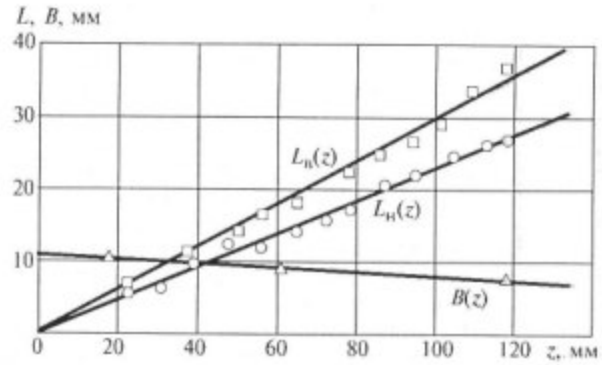


Рис. 2.44. Перемещения характерных точек в зависимости от пути диспергирования (см. рис. 2.43, *б*)

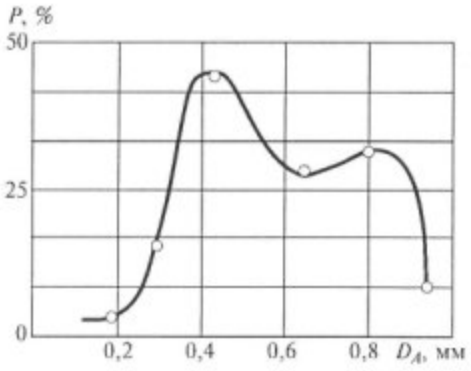


Рис. 2.45. Пример кривой распределения размеров частиц в продукте разрушения агломератов. Композиция «полиэтилен высокого давления + мел»

при сдвиге расплава полиэтилена низкой плотности при температуре 453 К, скорости $v = 0{,}24$ м/с, расстоянии между пластинками $H = 4$ мм и первоначальном диаметре агломерата $D_A = 2$ мм, приведена на рис. 2.45.

Проведенные авторами работ [10, 71, 72] исследования позволили сделать следующие выводы.

А. Характер разрушения агломерата определяется соотношением величин действующих в расплаве касательных напряжений на поверхности агломерата τ_{wA} и его прочностных характеристик, зависящих от степени уплотнения при сжатии дисперсного наполнителя в момент образования агломерата, прочности материала агломерата при сдвиге $[\tau_A]$ и предельных касательных напряжений на поверхности, вызывающих отрыв отдельных частиц агломератов $[\tau_{wA}]$. При этом возможны следующие четыре случая (очевидно, что $[\tau_A] > [\tau_{wA}]$).

1. При $0 < [\tau_A] < [\tau_{wA}]$ разрушения агломератов не происходит, и они перемещаются в расплаве, совершая вращательное движение с угловой скоростью ω_A, равной скорости сдвига $\dot{\gamma}$.

2. При $[\tau_{wA}] \le \tau_{wA} < [\tau_A]$ преобладающим механизмом разрушения агломерата является отрыв отдельных монолитных частиц наполнителя или небольших агломератов с поверхности и унос их движущимся расплавом. При этом виде разрушения агломерата наблюдается тонкое диспергирование частиц; средний размер уносимых частиц «полимер—наполнитель» может быть принят равным исходному среднему размеру частиц дисперсного наполнителя D_f, а для сильно агрегатирующихся наполнителей — уточнен экспериментально.

3. При $[\tau_{wA}] > [\tau_A]$ наблюдается разрушение в массе агломерата за счет сдвиговых деформаций в уплотненном наполнителе. При этом образуются достаточно крупные фрагменты агломератов (см. рис. 2.45), а также происходит унос отдельных частиц дисперсного наполнителя с поверхности агломератов, что дает широкий спектр размеров продуктов разрушения.

4. Особым случаем является процесс диспергирования агломератов наполнителя, образовавшихся путем обволакивания расплавом полимера неуплотненного наполнителя. При этом деформирование агломерата аналогично деформированию при сдвиге капли несмешивающейся жидкости, причем в объеме дисперсного наполнителя происходит «перекатывание» отдельных частиц, а также их переход с поверхности агломерата в расплав.

Б. Наиболее интенсивное разрушение агломерата происходит в точках, в которых нормали к поверхности агломерата перпендикулярны направлению сдвига (точки A и B на рис. 2.43, *б*). В этих точках направление действия касательных напряжений совпадает с направлением наименьшего сопротивления уносу частиц наполнителя с поверхности агломерата.

В. Разрушение агломерата происходит в процессе его вращения, вследствие чего зоны интенсивного уноса частиц наполнителя с поверхности агломерата (вблизи точек A и B на рис. 2.43, *б*) последовательно охватывают практически всю его поверхность.

Г. Размер в направлении сдвига следов разрушения агломерата соответствует величинам линейных перемещений его точек, прилежащих к стенкам канала. Ширина агломерата меняется значительно меньше (см. рис. 2.43, *б*).

При анализе процесса диспергирования агломерата дисперсного наполнителя за счет отрыва частиц с его поверхности под действием касательных напряжений в движущемся расплаве необходимо рассмотреть кинетику процесса, динамику образования следа продуктов диспергирования, его размеры и состав.

Интенсивность отрыва отдельных частиц наполнителя с поверхности агломерата (рис. 2.46) определяется рядом факторов, основными из которых являются: соотношение между касательными напряжениями на поверхности агломерата τ_{wA} и силами связи между частицами F_c; ориентация поверхности агломерата относительно направления действия касательных напряжений; величина давления в расплаве p; смачиваемость материала наполнителя расплавом полимера.

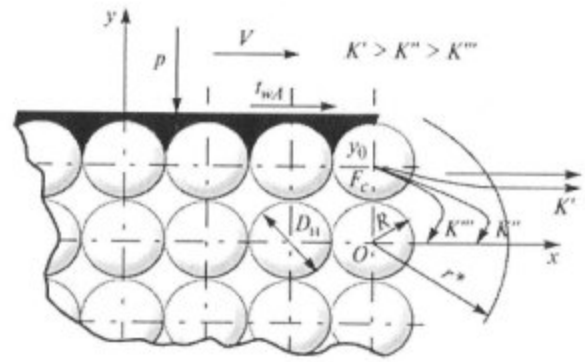


Рис. 2.46. К анализу уноса частиц наполнителя с поверхности агломерата

Процесс отрыва и уноса частиц наполнителя в случае смачиваемости материала наполнителя расплавом полимера можно моделировать следующим образом [2]: расплав, имеющий температуру T, вязкость μ и находящийся под давлением p, вблизи поверхности агломерата движется со скоростью v при скорости сдвига $\dot{\gamma}_{wA}$, что создает на его поверхности касательные напряжения τ_{wA}. Отрыв частицы наполнителя с поверхности агломерата возможен только после пропитки расплавом слоя агломерата толщиной, равной диаметру частиц наполнителя, после чего унос частиц происходит по механизму, предложенному в работе [4] (см. рис. 2.39, *а*). При этом время уноса частицы наполнителя с поверхности агломерата t_y равно сумме времени пропитки $t_{пр}$ слоя наполнителя толщиной $D_н$ расплавом полимера под давлением p и времени перемещения оторванной частицы $t_п$ на расстояние r^*, на котором сила связи частицы с агломератом Fc пренебрежимо мала [4].

Время пропитки $t_{пр}$ может быть рассчитано с использованием нескольких подходов.

При большом давлении расплава время пропитки можно определить по скорости пропитки $\omega_{пр}$ (см. рис. 2.46):

$$\omega_{пр} = \frac{dy}{dt} = \frac{K_a}{\mu}\frac{dp}{dy}, \qquad (2.203)$$

где K_a — константа скорости пропитки; μ — вязкость расплава полимера.

Градиент давления dp/dy можно принять равным $p/D_н$ [10], если в процессе диспергирования агломерата создаются условия для удавления воздушных включений. В противном случае следует рассмотреть изменения давления воздуха в пространстве между частицами в агломерате. Время пропитки $t_{пр}$ составит:

$$t_{пр} = \frac{D_н^2 \mu}{K_a p}. \qquad (2.204)$$

Методика расчета скоростей пропитки (фильтрации) расплава через поры между гранулами при октаэдрической и гексагональной упаковках приведена в работе [42].

Время пропитки с учетом смачиваемости частиц наполнителя рассчитывается по формуле [10]:

$$t_{пр} = \frac{\pi D_A^2 \left(1 + K_c \sigma^{-1}\right)}{\cos\beta + b}, \qquad (2.205)$$

где K_c — константа скорости смачивания [42]; β — статический угол смачивания; σ — поверхностное натяжение; b — эмпирическая константа.

Время перемещения частицы равно:

$$t'_п = \frac{r^*}{v_x|_{y=0}} = 2r^* \left[D_A \left(\frac{dv_x}{dy} \right)\Big|_{y=0} \right]^{-1}, \qquad (2.206)$$

где $v_x|_{y=0}$ — скорость расплава вблизи поверхности агломерата, которая зависит от величины критического радиуса разделения r^*. Критический радиус разделения r^* связан с параметром K (рис. 2.46) отношением сил, стремящихся оторвать частицу, к силам связи частицы в агломерате.

По аналогии с [10] в данном случае величина K равна:

$$K = 3\pi D_A [\tau_{wA}] / F_c. \qquad (2.207)$$

Величины r^* и F_c могут быть определены по напряжениям τ_{wA} и перемещениям Δy, соответствующим концу участка упругих деформаций при испытаниях уплотненных сыпучих сред на сдвиг [44], причем F_c определяется по формуле:

$$F_c = \tau_{wA} / N_{т.к}, \qquad (2.208)$$

где $N_{т.к}$ — число точек контакта между частицами наполнителя на единице площади плоскости сдвига; $N_{т.к} = l/D_A^2$; l — единица измерения D_A.

Поскольку унос одной частицы осуществляется за время t_a с поверхности $D_A r^*$, скорость процесса уноса частиц с поверхности агломерата (число частиц с единицы поверхности за единицу времени) составляет:

$$N_y = D_A r^* \left(\frac{D_A \mu}{K_a \frac{dp}{dy}} + \frac{2r^*}{\dot{\gamma}_{wA} D_A} \right). \qquad (2.209)$$

Так как

$$\dot{\gamma}_{wA} = \frac{\tau_{wA}}{\mu} \text{ или } \dot{\gamma}_{wA} = \sqrt{\frac{P_y}{\mu}}, \qquad (2.210)$$

(где P_y – удельная мощность, рассеиваемая в расплаве вблизи поверхности агломерата), то

$$N_y = \frac{\pi}{12} D_A^3 \frac{\tau_{wA}}{\mu \left(r^*\right)^2} \text{ или } N_y = K_1 \tau_{wA}; \qquad (2.211)$$

$$N_y = \frac{\pi}{12} \frac{D_A^3}{\left(r^*\right)^2} \sqrt{\frac{P_y}{\mu}} \text{ или } N_y = K_2 \sqrt{P_y}, \qquad (2.212)$$

где K_1 и K_2 – коэффициенты, зависящие от размеров агломератов наполнителя и вязкости расплава.

Очевидно, что полученные уравнения действительны при $\tau_{wA} > [\tau_{wA}]$. Графически зависимость $N_y = f(\tau_{wA}, p)$ при различных давлениях образования агломератов имеет вид прямых, проходящих через начало координат и ограниченных слева абсциссой $\tau_{wA} = [\tau_{wA}]$ (рис. 2.47).

Экспериментальная проверка полученных соотношений, выполненная путем продавливания расплава через канал, стенки которого образованы уплотненным при фиксированном давлении p дисперсным наполнителем, с последующим анализом расплава на выходе из капилляра, подтвердила характер кривых [41]:

$$N_y = f(\tau_{wA}, p),$$

однако в области $\tau_{wA} = [\tau_{wA}]$ наблюдается плавное изменение N_y в зависимости от τ_{wA} (см. рис. 2.48).

В процессе разрушения агломерата за счет отрыва частиц с его поверхности образуются два диаметрально расположенных следа длиной $L = L_a = L_b$ (рис. 2.49), определяемой соотношением [10, 41]:

$$L = \frac{D_A}{2}\Gamma, \qquad (2.213)$$

где Γ — деформация сдвига, расчет которой изложен в следующем разделе.

Изменение диаметра агломерата во времени описывается уравнением:

$$D_A(t) = D_A - \frac{\pi}{3} N_y K_3 \frac{\rho_A}{\rho_m} D_A^3 t, \qquad (2.214)$$

где K_3 — доля поверхности агломерата, с которой одновременно осуществляется унос частиц ($K_3 = 0{,}5$); ρ_A и ρ_m — плотность агломерата и монолитного наполнителя соответственно.

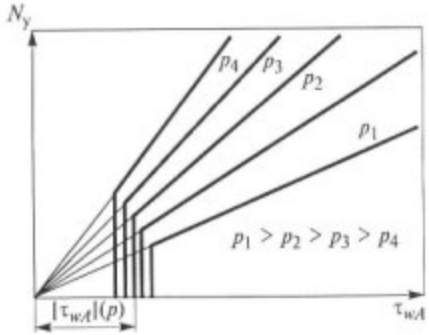


Рис. 2.47. Теоретическая зависимость N_y от τ_{wA}

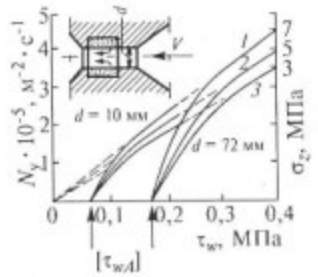


Рис. 2.48. Зависимость интенсивности уноса N_y частиц наполнителя с поверхности агломерата (полиэтилен низкой плотности + мел) от величины τ_w. Значения p:

1 — 7 МПа; *2 — 5* МПа; *3 — 3* МПа

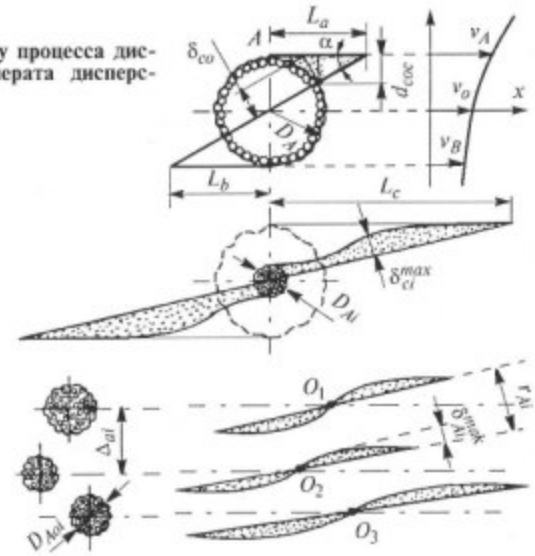


Рис. 2.49. К анализу процесса диспергирования агломерата дисперсного наполнителя

Толщина следа δ_{co} в интервале деформаций сдвига $0 \le \Gamma \le \Gamma_k$ (Γ_k — сдвиг, при котором $D_A \to 0$) находится из уравнения [10]

$$\delta_{co} = \left(\frac{D_A}{2} - \frac{\pi}{3} N_y K_3 \frac{\rho_A}{\rho_m} D_f^3 \frac{\Gamma}{\dot{\gamma}}\right)\left(\sqrt{1+\Gamma^{-2}} - \Gamma^{-1}\right), \qquad (2.215)$$

а толщина частиц следа δ_{coc} в направлении, перпендикулярном направлению сдвига, определяется по формуле:

$$\delta_{coc} = \delta_{co}\Gamma\left(1+\Gamma^2\right)^{-\frac{1}{2}}. \qquad (2.216)$$

В процессе деформации сдвига и уменьшения диаметра агломерата создается след, профиль которого имеет максимальную толщину δ_{ci}^{max} при $L = L_c/2$ (рис. 2.49), соответствующую некоторому сдвигу Γ_{max}, а вся система исходных агломератов с расстояниями между центрами r_{Ai} ($i = 1, 2, 3, 4$) по достижении $\Gamma = \Gamma_k$ преобразуется в полосы, параллельные друг другу и направлению сдвига и отстоящие друг от друга на расстояние r_{Ai}.

Объемная концентрация C_{of} наполнителя в этих полосах равна:

$$C_{of} = 6\frac{G_A}{\left(\delta_{ci}^{max}\right)^2 D_A F\big|_{\delta_{ci}^{max}}}, \qquad (2.217)$$

где G_A — масса агломерата.

В дальнейшем процесс сдвига среды сопровождается изменением толщины полос в соответствии с теорией ламинарного смешения [11]:

$$r_{Ai} = \frac{\delta_{Ai}^{max}}{C_{of}\Gamma}\frac{\mu_1}{\mu_2}, \qquad (2.218)$$

где Γ — обобщенная деформация сдвига; μ_1 и μ_2 — вязкость расплава полимера и композиций соответственно.

Величина Γ равна [11]:

$$\Gamma = \frac{1}{\sqrt{2}(1+\nu)}\sqrt{2\gamma_{xx}^2 + 1{,}5\left(\gamma_{xy}^2 + \gamma_{yz}^2 + \gamma_{zx}^2\right)}, \qquad (2.219)$$

где ν – коэффициент Пуассона; γ_{ij} – компоненты тензора деформации.

Таким образом, в случае деформации расплава, содержащего агломераты наполнителя, для достижения требуемого качества диспергирования и смешения, определяемого максимально допустимой толщиной полос $[r_{max}]$, требуется приложение суммарной величины сдвига Γ, равной:

$$\Gamma = \Gamma_k + \Gamma_r, \qquad (2.220)$$

где Γ_k — сдвиг, необходимый для разрушения агломерата; Γ_r — сдвиг, необходимый для изменения толщины полос до $[r_{max}]$.

В связи с этим анализ процесса диспергирования агломератов сводится к нахождению величины сдвига в перерабатываемом материале, для чего требуется знание распределения скоростей частиц, напряжений и времен пребывания материала в зоне деформирования. Эти вопросы рассмотрены в последующих разделах данной главы.

2.10.3. ОСОБЕННОСТИ ПЛАВЛЕНИЯ СМЕСИ ГРАНУЛИРОВАННЫХ ПОЛИМЕРОВ С ДИСПЕРСНЫМ НАПОЛНИТЕЛЕМ ПРИ ПЕРЕРАБОТКЕ НА ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

В случае переработки сухой смеси гранулированного полимера и дисперсного наполнителя в зоне пластикации (сжатия) образуются характерные зоны уплотненного наполнителя, причем, в зависимости от плотности дисперсного наполнителя и его объемного содержания, наблюдается определенное соотношение между площадями контакта с поверхностью шнека и цилиндра полимера S_p и наполнителя S_f. Протяженность зон уплотненного наполнителя в направлении осей x и z (рис. 2.50, *а*) может оцениваться средним значением расстояний между гранулами полимера $\bar{x}$ и $\bar{z}$. Значения $\bar{x}$ и $\bar{z}$, в зависимости от условий загрузки

компонентов и степени их предварительного смешения, могут меняться в широких пределах. В условиях тщательного смешения, когда $\bar{x} = \bar{z}$, принимая форму зоны полимера за цилиндр диаметром D_p и высотой, равной глубине винтового канала шнека, расстояния $\bar{x}$ и $\bar{z}$ можно выразить как [10, 41]

$$x = z = 0{,}5D_p\sqrt{\frac{\pi}{1-C_{of}}} \qquad (2.221)$$

при $(1-\pi/4) \le C_{of} < 1$.

В случае полного отсутствия предварительного смешения $\bar{x} = \bar{z} = 0{,}5W$, а зона уплотненного наполнителя может располагаться как у толкающей, так и у пассивной стенки винтового канала шнека.

Рассмотрим случай достаточно полного предварительного смешения полимера и наполнителя и пленочного механизма плавления с расположением массы циркулирующего расплава вблизи пассивной стенки винтового канала шнека [45].

На всех упомянутых ранее стадиях развития и протекания процесса плавления необходимо проведение раздельного анализа изменения толщины пленки над областью полимера $\delta_1(x, z)$ и над областью наполнителя $\delta_2(x, z)$ вследствие различных механизмов протекания процессов (рис. 2.50, *б*).

На стадии распространения процесса плавления на всю ширину канала (индекс *l*), заканчивающейся при $z_1 = W/\mathrm{tg}\alpha$, для зоны полимера уравнение теплового баланса приобретает вид [10]:

$$q_s = \rho_p V_{pz}\left[\frac{d\delta_{1l}}{dz}\left(1 - \frac{S_f}{S_p}\right) + \frac{d\delta_{2l}}{dz}\frac{S_f}{S_p}\right], \qquad (2.222)$$

где q_s — количество теплоты, расходуемой на плавление полимера на единице поверхности раздела; S_f и S_p — площади поверхности контакта наполнителя и полимера с поверхностью шнека; V_{pz} — скорость движения пробки полимера по винтовому каналу шнека (в направлении оси z); ρ_p — плотность полимера.

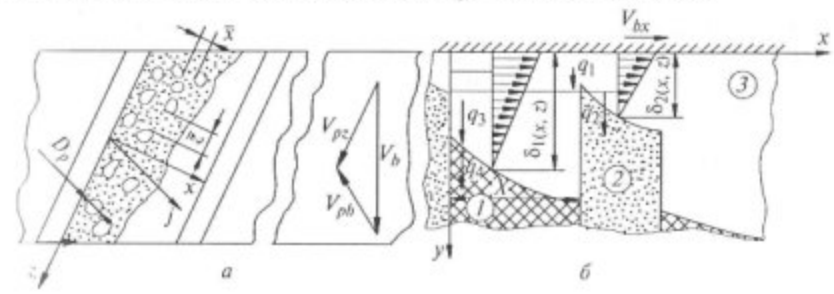


Рис. 2.50. Механизм плавления наполненных полимеров:

а – векторная диаграмма скоростей; *б* – поперечное сечение винтового канала

Для этой стадии скорость роста толщины пленки полимера над зоной наполнителя (рис. 2.50) может быть принята равной

$$\frac{d\delta_{21}}{dz} = \frac{\delta^*_{21}}{\bar{z}} = \text{const}, \qquad (2.223)$$

где δ^*_{21} — толщина слоя полимера над наполнителем; $\delta^*_{21} = (1 \div 2) D_f$ [41].

На последующих стадиях процесса плавления увеличение толщины слоя расплава над зоной наполнителя обусловлено уносом частиц с поверхности наполнителя под действием касательных напряжений в пленке расплава:

$$\tau_{w2} = \mu_2 \dot{\gamma}_2 = \frac{\mu_2 V_j}{\delta_2(x,z)}, \qquad (2.224)$$

где μ_2 – эффективная вязкость расплава полимера при скорости сдвига в пленке расплава $\dot{\gamma}_2$; V_j – скорость движения пробки относительно материального цилиндра.

При интенсивности уноса $N_y(\tau_w)$ частиц наполнителя диаметром D_f, уплотненного до плотности ρ_{pf}, изменение толщины пленки расплава в j-м направлении составит [10]:

$$\frac{d\delta_2(j)}{dj} = N_y\left[\tau_w(j)\right]\frac{\pi D_f^3}{6}\frac{\rho_{pf}}{\rho_f}\frac{1}{V_j}. \qquad (2.225)$$

Изменение толщины пленки над зоной полимера (см. рис. 2.50) может быть рассчитано с использованием изложенной ранее методики при учете следующих особенностей:

1) плавление полимера обеспечивает увеличение толщины пленок как в зоне расплава, так и в зоне наполнителя;

2) наличие наполнителя вносит изменение в тепловой баланс зоны полимера вследствие различия в их теплофизических свойствах;

3) характерная длина отдельных зон плавления полимера ограничена величиной D_f, вследствие чего развитие процесса плавления необходимо рассматривать в пределах этого размера. При этом взаимным влиянием отдельных зон можно пренебречь. Используя для описания распределения температуры в пленке расплава уравнения, приведенные в работе [45] (см. также раздел 2.6.2), проведем анализ тепловых потоков.

В зоне наполнителя *2* (рис. 2.50, *б*) тепловой поток q_1, идущий от расплава *3* к границе раздела «расплав — наполнитель», равен [10]:

$$q_1\big|_{y=\delta_2(x,z)} = -\frac{\lambda_p}{\delta_2(x,z)}(T_b - T_s) - \mu_2\frac{V_j^2}{2\delta_2(x,z)}, \qquad (2.226)$$

где λ_p — коэффициент теплопроводности расплава полимера; T_b и T_s — температуры цилиндра экструдера и плавления полимера соответственно; μ_2 — эффективная вязкость расплава полимера в пленке толщиной $\delta_2(x, z)$.

Тепловой поток q_2 от границы раздела в массу наполнителя составляет:

$$q_2 = \lambda_f \left.\frac{\partial T_f}{\partial y}\right|_{y=\delta_2(x,z)}, \qquad (2.227)$$

где λ_f – коэффициент теплопроводности наполнителя; T_f – температура наполнителя (см. область *2*, рис. 2.50, *б*).

Поскольку на границе раздела между пленкой расплава и наполнителем не происходит фазового перехода и можно принять

$$T_f\big|_{y=\delta_2(x,z)} = T_s,$$

то разность тепловых потоков $\Delta q = q_1 - q_2$ можно считать распределенной на два потока. Один поток направлен в наполнитель (Δq_f), а другой вызывает дополнительный нагрев полимера (Δq_p), причем

$$\Delta q_p = \Delta q\frac{a_p}{a_f}; \qquad \Delta q_f = \left(1 - \frac{a_p}{a_f}\right)\Delta q, \qquad (2.228)$$

где a_p и a_f — коэффициенты температуропроводности полимера и наполнителя.

В зоне расплава *3* тепловой поток, идущий от пленки расплава к твердой пробке полимера *1*, равен:

$$q_3 = \frac{\lambda_p}{\delta_1(x,z)}(T_b - T_s) - \frac{\mu_1 V_j^2}{2\delta_1(x,z)}, \qquad (2.229)$$

где μ_1 — эффективная вязкость расплава в пленке толщиной $\delta_1(x,z)$.

Тепловой поток, идущий от границы раздела в массу полимера *1* (рис. 2.50, *б*), рассчитывается по уравнению:

$$q_4\big|_{y=\delta_1(x,z)} = -\lambda_p \left.\frac{dT_p}{dy}\right|_{y=\delta_1(x,z)}, \qquad (2.230)$$

где T_p — температура пробки полимера.

Таким образом, тепловой баланс для границы раздела имеет следующий вид:

$$-\frac{\lambda_p}{\delta_1(x,z)}(T_b - T_s) - \frac{\mu_1 V_j^2}{2\delta_1(x,z)} + \lambda_p \left.\frac{\partial T_p}{\partial y}\right|_{y=\delta_1(x,z)} -$$

$$-\left[\frac{\lambda_p(T_b - T_s)}{\delta_2(x,z)}\frac{a_p}{a_f} + \frac{\mu_2 V_j^2}{2\delta_2(x,z)}\frac{a_p}{a_f} - \lambda_f \left.\frac{dT_f}{dy}\right|_{y=\delta_2(x,z)}\frac{a_p}{a_f}\right]\frac{S_f}{S_p} = \qquad (2.231)$$

$$= \rho_p V_{bz}\left[\frac{d\delta_1(x,z)}{dz}\left(1 - \frac{S_f}{S_p}\right) + \frac{d\delta_2(x,z)}{dz}\frac{S_f}{S_p}\right]\lambda_p.$$

Последнее уравнение позволяет определить изменение толщины пленки расплава над зоной полимера $\delta_1(x, z)$ при условии расчета $\delta_2(x, z)$ по уравнению (2.225), а $(dT_p/dy)_{y=\delta_1(x,z)}$ и $(dT_f/dy)_{y=\delta_2(x,z)}$ — из анализа теплопередачи от пробки материала к шнеку по уравнениям теплопроводности для шнека [10].

В зависимости от соотношения $\delta_1(x, z)$ и $\delta_2(x, z)$ (см. рис. 2.50) возможны разные варианты относительного расположения профилей областей полимера и наполнителя, что создает различные условия для диспергирования наполнителя.

2.10.4. ДИСПЕРГИРОВАНИЕ В ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

Как отмечалось выше, при уплотнении сухих смесей полимера и дисперсного наполнителя в зоне транспортировки (загрузки) и сжатия (пластикации) в винтовом канале шнека происходит образование агломератов и зон уплотненного наполнителя, разрушение которых начинается с возникновением сдвиговых деформаций расплава (следовательно, и напряжений сдвига в расплаве). Наиболее интенсивно этот процесс протекает в зоне пластикации (плавления), где наблюдается малая толщина слоя расплава с высокой вязкостью (см. разделы 2.6.2.1 и 2.6.2.2) и развиваются большие касательные напряжения, а заканчивается в зоне дозирования.

Задача аналитического описания процессов диспергирования дисперсных наполнителей сводится к следующему:

1) определение зоны начала диспергирования, т. е. условий $\tau_w > [\tau_{wA}]$, где $[\tau_{wA}]$ — предельное напряжение разрушения агломерата;

2) выяснение механизма разрушения агломератов — за счет уноса частиц с поверхности агломератов при $[\tau_{wA}] < \tau < [\tau_A]$, (где $[\tau_A]$ — прочность материала агломерата при сдвиге) или за счет среза при $\tau > [\tau_A]$;

3) нахождение исходных размеров агломерата D_A (см. рис. 2.49) или зон уплотненного наполнителя;

4) определение обобщенной деформации сдвига в октаэдрических плоскостях $\Gamma_{окт}$ [11], обеспечивающих получение максимальных размеров агломератов менее заданных.

При плавлении наполненных полимеров возможно создание следующих условий образования агломератов:

1. Если толщина пленки полимера $\delta_1(x, z)$ над областью полимера больше толщины пленки полимера над областью наполнителя $\delta_2(x, z)$ и $\tau_w > [\tau_A]$ (см. рис. 2.50), то образуются агломераты с максимальным линейным размером, равным размеру области, занимаемой наполнителем, за счет сдвиговых деформаций наполнителя по плоскости $y = \delta_1(x, z)$. В этом случае распределение размеров частиц выразится как $p(D_{A1})$.

2. При различном соотношении $\delta_1(x, z)$ и $\delta_2(x, z)$ и если $|\tau_{wA}| \le \tau_w < <[\tau_A]$, процесс диспергирования определяется уносом отдельных частиц наполнителя с поверхности агломерата с интенсивностью N_y. В этом случае достигается высокая степень диспергирования и отсутствие крупных фрагментов агломератов. В этом случае распределение размеров частиц равно $p(D_{A2})$.

3. На заключительных стадиях процесса по пленочному механизму при разрушении пробки образуются фрагменты уплотненного наполнителя с распределением размеров частиц $p(D_{A3})$.

Дальнейшее разрушение агломератов происходит в зоне дозирования, для которой начальное распределение размеров агломератов может быть описано уравнением

$$p(D_{A1}) = p(D_{A2})\frac{W - X}{W} + p(D_{A3})\frac{X}{W}, \qquad (2.232)$$

где W — ширина винтового канала; X — ширина пробки материала [10]; $p(D_{Ai})$ — вероятность получения агломератов размером D_{Ai}.

Изменение размера агломерата во времени описывается уравнением

$$D_A(t) = D_A - \frac{\pi}{3} N_y K_3 \frac{\rho_A}{\rho_k} D_f^3 t, \qquad (2.233)$$

где t — время диспергирования; ρ_A и ρ_k — плотности агломерата и наполненного полимера; K_3 — коэффициент заполнения винтового канала шнека в зоне загрузки; D_A — начальный диаметр агломерата (см. рис. 2.49).

Поскольку величина N_y (интенсивность диспергирования) зависит от $\tau(x, y, z)$, вся длина винтового канала должна быть разбита на изотермические участки [46], а в пределах каждого участка целесообразно провести разбивку по отдельным характерным областям, в пределах которых можно считать напряжение сдвига τ постоянным.

Задача при этом сводится к выделению по пути движения агломерата участков с различными и постоянными на этих участках величинами касательных напряжений и определению времени воздействия на агломерат этих напряжений.

Предложенная методика расчета допускает решение задачи в двух вариантах:

1) на стадии проектирования оборудования по требуемой величине D_A / D_{Ak} (где D_{Ak} — конечный размер агломерата) задать как конструктивные, так и технологические параметры экструдера;

2) для существующего оборудования рассчитать степень диспергирования агломератов и провести варьирование технологических параметров для достижения требуемой величины D_{Ak}.

Авторы работы [10] в экспериментах с полиэтиленом высокого давления и с мелом в качестве наполнителя показали хорошее совпадение теоретических и экспериментальных данных.

2.11. СМЕШЕНИЕ ПОЛИМЕРОВ В ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

2.11.1. ТЕОРИЯ СМЕШЕНИЯ ПОЛИМЕРНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Смешение — это механический (а иногда и механохимический процесс), целью которого является превращение исходной системы, характеризующейся упорядоченным распределением компонентов смеси, в систему, характеризующуюся неупорядоченным, статистически случайным распределением.

В результате процесса смешения в смесителе происходит взаимное перемещение частиц разных компонентов, расположенных до перемешивания отдельно или находящихся в неоднородно внедренном состоянии. Смешение широко применяют в самых разнообразных отраслях промышленности, в том числе в технологии производства и переработки полимерных материалов, так как чистый полимер в подавляющем большинстве случаев не обладает нужным комплексом свойств и не может быть использован для изготовления изделий. При переработке полимерных материалов смешение используют для введения в перерабатываемый полимер пластификаторов, наполнителей, красителей, стабилизаторов и других добавок. Процесс смешения можно осуществлять в системах «твердое вещество — твердое вещество», «жидкость — жидкость», «твердое вещество — жидкость».

Различают два основных вида процессов смешения: периодический и непрерывный.

Периодический процесс смешения применяется в подготовительных производствах [7]. Он характеризуется тем, что все перемешиваемые компоненты одновременно (или в определенной последовательности) вводятся в некоторый замкнутый объем, и процесс смешения продолжается до тех пор, пока не будет достигнута необходимая степень однородности распределения компонентов.

Непрерывный процесс смешения — это процесс, в котором заданная степень однородности распределения достигается за время одного прохода смешиваемого материала через рабочую полость смесителя. В этом случае обычно все компоненты загружаются в одном месте (на входе), а готовая смесь выгружается в другом (на выходе). Загрузка и выгрузка осуществляются непрерывно. Типичным представителем смесителей непрерывного действия являются экструдеры. Однако при экструзии возможны два варианта загрузки исходных компонентов: 1) загрузка в экструдер предварительно смешанных компонентов; 2) загрузка компонентов через несколько бункеров или в один бункер с помощью дозатора весового или объемного типов [10].

При анализе процессов смешения в одношнековых экструдерах предполагают, что смешение начинается в зоне плавления полимера и завершается в зоне дозирования.

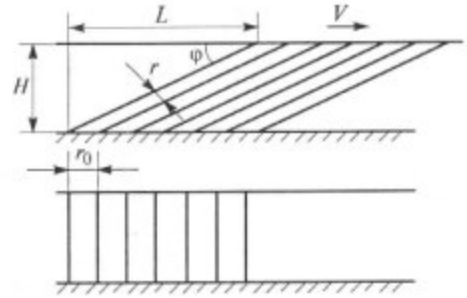


Рис. 2.51. Уменьшение толщины полос от r_0 до r при деформации сдвига $\gamma = L/H$

Следовательно, предполагается, что в зоне загрузки практически отсутствует смешение полимера с другими компонентами. При этом расплав полимера рассматривается как высоковязкая жидкость, а смешение называется ламинарным, так как в этом случае число Рейнольдса $Re << 1$. Впервые анализом процесса ламинарного смешения занимались авторы работы [47]. Дальнейшее развитие теория ламинарного смешения получила в работах [4, 46, 48]. Во всех указанных работах качество смеси при ламинарном смешении предлагается оценивать толщиной полосы, правомочность применения которой для этого доказана в работах [49—51]. Толщину полосы находят как среднее расстояние между двумя слоями одного и того же компонента в системе (рис. 2.51).

Рис. 2.51 иллюстрирует уменьшение первоначальной толщины полосы r_0 в жидкой системе (одна жидкость окрашена в черный цвет, другая — в белый), расположенной между двумя параллельными плоскостями. При этом жидкость смачивает стенки, причем нижняя плоскость неподвижна, а верхняя движется относительно нижней со скоростью V. Плоскости удалены друг от друга на расстояние H. При движении в жидкости возникает деформация сдвига $\Gamma = L/H = \operatorname{ctg} \Phi$. При этом происходит уменьшение толщины полосы от начального значения r_0 до конечного значения r (см. рис. 2.51).

Мор с соавторами [47] впервые получил уравнение, связывающее r_0 с r в виде:

$$\gamma = \frac{r_0}{qI} \frac{\mu_к}{\mu_с}, \qquad (2.234)$$

где γ — деформация сдвига, которая рассчитывается как $I = \dot{\gamma}t$; $\dot{\gamma}$ — скорость сдвига, равная $\dot{\gamma} = dv/dy$; t — время; q — доля наименьшего по концентрации компонента смеси; $\mu_к$ — вязкость наименьшего по концентрации компонента (в наполненных полимерах — это вязкость чистого полимера); $\mu_с$ — вязкость системы (наполненного полимера).

При добавлении красителя или небольшого количества наполнителя можно принять, что $\mu_к \approx \mu_с$.

Тогда получим:

$$r = \frac{r_0}{q\Gamma}, \text{ или } \bar{r} = \frac{r}{r_0} = \frac{1}{q\Gamma}. \qquad (2.235)$$

Автор работы [4] показал, что при ламинарном смешении большое влияние на процесс оказывает поверхность раздела компонентов в системе. Чем больше поверхность раздела, тем лучшее качество смеси достигается.

Увеличение площади поверхности раздела зависит от первоначальной ориентации поверхности и величины деформации сдвига. Максимальное увеличение площади поверхности раздела, т. е. наилучшее смешение, достигается тогда, когда поверхность раздела перпендикулярна направлению сдвиговой деформации.

При этом следует отметить, что реальный материал характеризуется целым спектром толщины полос r как из-за различия r_0 в исходной системе, так и вследствие неоднородности поля деформации сдвига Γ в реальных смесителях (экструдерах).

Авторы работ [7, 46], рассматривая уменьшение толщины полос r при двухосной деформации сдвига, получили уравнение

$$\bar{r} = \frac{r}{r_0} = \frac{1}{q\left[|\Gamma_x| + |\Gamma_z|\right]} \qquad (2.236)$$

с учетом, что в зоне дозирования одношнекового экструдера $\Gamma_x >> 1$, $\Gamma_z >> 1$.

Аналогично для трехосной деформации сдвига:

$$\bar{r} = \frac{r}{r_0} = \frac{1}{q\left[|\Gamma_x| + |\Gamma_y| + |\Gamma_z|\right]}.$$

В этих же работах при анализе многоосной деформации сдвига с учетом поверхности раздела и объема смеси получено выражение:

$$r\big|_{\Gamma=0} = \frac{r_0}{3q}. \qquad (2.237)$$

Толщина полосы зависит не только от величины деформации сдвига, но и от характерного размера r_0 частиц и доли q добавляемого компонента. Применение относительной толщины полосы $\bar{r} = r/(r_0|_{\Gamma=0})$ позволяет исключить из приведенных выражений исходные характеристики смеси [7, 46] при одноосной, двухосной и трехосной деформации сдвига:

$$\left.\begin{aligned} \bar{r} &= \frac{3}{\sqrt{\Gamma^2 + 1} + 2} \\ \bar{r} &= \frac{3}{\Gamma_x + \Gamma_z} \\ \bar{r} &= \frac{3}{\Gamma_x + \Gamma_y + \Gamma_z} \end{aligned}\right\}. \qquad (2.238)$$

При этом предлагается [52, 53] системы с различной средней величиной r разбить на классы и оценку производить путем визуального, качественного сравнения с образцами. Эта оценка не лишена субъективности, однако создаваемые сейчас приборы, выполняющие автоматическое измерение набора r_i в образце и усреднение r с учетом доли каждой r_i, устраняют этот недостаток.

Теоретический подход основан на вычислении величины Γ частицы по соотношению [38]

$$\Gamma(t) = \int_0^t \dot{\gamma}(x,y,z)\,\mathrm{d}t,$$

где

$$\dot{\gamma} = \frac{\mathrm{d}\Gamma}{\mathrm{d}t},$$

или, при учете

$$\frac{\mathrm{d}\Gamma}{\mathrm{d}t} = \frac{\mathrm{d}}{\mathrm{d}n}\left[v(x,y,z)\right] \quad \text{и} \quad \mathrm{d}t = \frac{1}{v}\mathrm{d}s,$$

$$\Gamma(s) = \int_0^s \frac{1}{v}\frac{\mathrm{d}v}{\mathrm{d}n}\mathrm{d}s;$$

здесь t — время; $v(x,y,z), \dot{\gamma}(x,y,z)$ — поля линейных скоростей и скоростей сдвига массы деформируемого материала, в которой перемещается частица; n, s — расстояния в направлении нормали к вектору скорости v и в направлении траектории частицы.

В работе [55] получена формула для расчета Γ на выходе из канала:

$$\Gamma(a,\varphi) = \frac{L}{h}F(a,\varphi),$$

где L, h — длина и глубина канала соответственно; $a = y/h$ — координата глубины канала; φ — коэффициент дросселирования (см. раздел 2.7.1).

Вид $F(a, \varphi)$ приведен на рис. 2.52. Примечательно, что практически на 70 % полного интервала изменения она имеет плато значений, близких к минимуму. Если же учесть, что область $0 \le a \le 0{,}2$

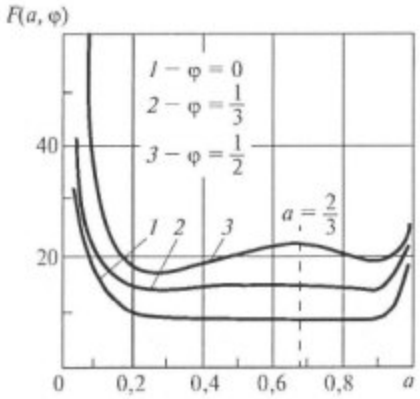


Рис. 2.52. Функция распределения накопленной материалом деформации сдвига Γ в поперечном сечении шнека (на выходе из него)

(область у стенки винтового канала шнека) вносит очень малый вклад в расход из канала, то согласно $F(a, \varphi)$ степень смешения на выходе из канала довольно однородна. Этот факт позволил автору работы [48] предложить упрощенный подход, заключающийся в том, что степень смешения всего материала можно оценить по величине $\Gamma_{2/3} = \Gamma(a,\varphi)\big|_{a=2/3}$: при этой координате функция $F(a, \varphi)$ имеет очень простое аналитическое выражение:

$$F\left(\frac{2}{3},\varphi\right) = 3{,}71\frac{1{,}67+\varphi}{1-\varphi}, \quad (2.239)$$

так что

$$\Gamma_{2/3} = 3{,}71\frac{L}{h}\frac{1{,}64+\varphi}{1-\varphi}. \quad (2.240)$$

Экспериментальные данные [52] подтверждают применимость формулы (2.240) для приближенной оценки качества смешения экструдата. Так, из графика на рис. 2.53 видно, что при самых различных режимах экструзии существует хорошая корреляция

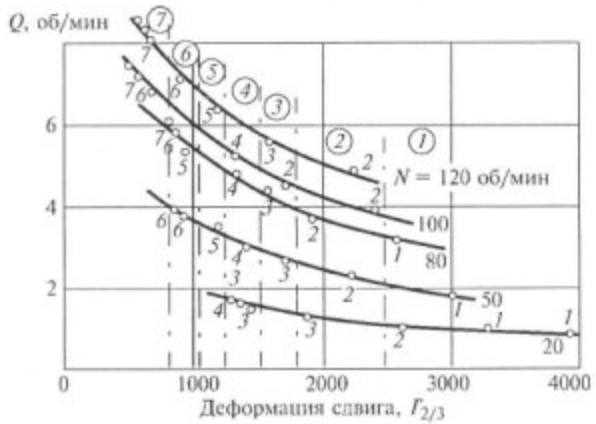


Рис. 2.53. Зависимость накопленной деформации сдвига Γ от режимов экструзии. Цифры на кривых — показатели качества смеси:

1 — наилучшее качество; *7* — наихудшее качество

между величиной Γ и экспериментальной визуальной оценкой качества смешения по классам. Длина L участка канала шнека, полностью заполненного расплавом, измерялась в опытах при извлечении шнека из цилиндра после каждого опыта.

Давая общую оценку результатов работы [46—48, 54], можно отметить следующее:

1) допущения о ньютоновском поведении расплава при сдвиговом деформировании и об изотермичности этого процесса в канале шнека приводят к искажению (в сравнении с реальными) скоростных профилей, однако это искажение, по-видимому, не может вызвать существенных ошибок в определении развивающейся в дозирующей зоне суммарной деформации (и, следовательно, степени смешения), оцениваемой по формуле (2.235);

2) приведенный метод оценки степени смешения (2.240) применим для дозирующей зоны, и, по-видимому, вследствие подобной же кинематики движения расплава, только для жидкого ядра переходной зоны.

2.11.2. СМЕШЕНИЕ ПОЛИМЕРОВ В ЗОНЕ ПЛАСТИКАЦИИ (ПЛАВЛЕНИЯ)

В работах [13, 49] при экспериментально-теоретическом исследовании процессов смешения в одношнековом экструдере показано, что:

1) вклад пленки, в сравнении с жидким ядром, в процессе смешения значителен: расстояние между черными полосами в этих областях — одного порядка;

2) степень смешения в жидком ядре чрезвычайно неоднородна, так что, характеризуя ее, недостаточно пользоваться только одним параметром (например, толщиной полосы r или величиной деформации Γ [см. формулу (2.236)]; необходимо вводить характеристику распределения этой величины (например, дифференциальную или интегральную функцию ее распределения [56]);

3) расплав, протекающий из жидкого ядра последующего витка через гребень нарезки, проходит сложный путь деформирования (см. рис. 2.28) в пленке, в жидком ядре, затем, перетекая через гребень, снова в пленке предыдущего витка; таким образом, степень смешения его гораздо больше, чем основной массы расплава.

Эти особенности следует учитывать при количественной оценке смесительного воздействия переходной зоны.

Процесс плавления полимера в переходной зоне имеет место в основном на границе раздела $y = 0$ (см. рис. 2.28) между тонкой пленкой расплава и твердым полимером за счет передачи тепла от стенки цилиндра и диссипативных тепловыделений в пленке.

Поступающий из твердой области в пленку со скоростью V_{sy} расплав увлекается из нее стенкой цилиндра и скапливается у толкающей стенки канала шнека, образуя область расплава шириной (W — К). Вследствие расхода расплава из пленки уменьшается ширина К твердой зоны, перемещающейся вдоль канала со скоростью $V_т$. При $z = z_k$ процесс плавления заканчивается. В соответствии с этой схемой смешение расплава начинается с момента поступления его в пленку и имеет место как в пленке, так и после выхода из нее в область расплава. Механизм движения и, следовательно, смешения области расплава практически аналогичен таковому в дозирующей зоне; приближенная количественная оценка степени смешения по величине деформации полимера Γ здесь может быть выполнена, например, по предложенной в [48] формуле (2.239).

Для количественной оценки деформации Γ, развивающейся в расплаве за время пребывания его в пленке, определим поле скоростей и траекторий частиц в пленке при следующих допущениях:

а) жидкость ньютоновская (μ = const);
б) течение изотермическое;
в) давление постоянное;
г) жидкость смачивает стенку цилиндра.

Воспользуемся подвижной системой координат æ—y, фиксированной на твердой зоне, причем æ лежит в вертикальной плоскости, проходящей через вектор скорости цилиндра относительно твердой зоны $\vec{V} = \vec{V}_c - \vec{V}_т$, где V_c — скорость цилиндра относительно шнека. При наличии расхода через поверхность $y = 0$ со скоростью V_{sy} (см. рис. 2.28, *б*) толщина пленки $\delta = \delta(æ)$, $V_{sy} = V\sin\chi$, $V_æ = V\cos\chi$, причем вследствие малости χ

$$V_æ = V \quad \text{и} \quad \operatorname{tg}\chi = \frac{d\delta(æ)}{dæ} \approx \sin\chi,$$

так что

$$V_{sy} = V\frac{d\delta(æ)}{dæ}. \tag{2.241}$$

Уравнение движения и неразрывности в этом случае имеют вид:

$$\frac{d}{dy}\left(\frac{dv_æ}{dy}\mu\right) = 0; \tag{2.242}$$

$$\frac{\partial v_æ}{\partial æ} + \frac{\partial v_y}{\partial y} = 0. \tag{2.243}$$

Интегрирование выражения (2.242) при граничных условиях $v_æ|_{y=0} = 0$, $v_æ|_{y=\delta(æ)} = V$ приводит к выражению для поля скоростей $v_æ$:

$$v_æ(y,æ) = V\frac{y}{\delta(æ)}. \tag{2.244}$$

Введение формулы (2.243) в (2.244) и интегрирование при граничных условиях $v_y|_{y=0} = V_{sy}$, $v_y|_{y=y} = v_{sy}$ дают выражение

$$v_y = \frac{1}{2}V\left[\frac{y}{\delta(æ)}\right]^2\frac{d\delta(æ)}{dæ} + V_{sy}, \tag{2.245}$$

из которого при учете формулы (2.241) и граничном условии $v_y|_{y=\delta(æ)} = V\frac{d\delta(æ)}{dæ}$, получаем $\frac{d\delta(æ)}{dæ} = \frac{2V_{sy}}{V}$, так что уравнение (2.245) принимает вид:

$$v_y(æ,y) = V_{sy}\left[1 + \left(\frac{y}{\delta(æ)}\right)^2\right]. \tag{2.246}$$

При допущении V_{sy} = const очевидно также, что

$$\delta(æ) = \Delta + 2kæ, \tag{2.247}$$

где $k = V_{sy}/V$.

Вводя в кинематическое соотношение, определяющее уравнение траектории

$$\frac{dæ}{v_æ} = \frac{dy}{v_y} = dt, \tag{2.248}$$

выражения (2.244) и (2.246) для полей скоростей $v_æ$ и v_y, получаем:

$$k\frac{dæ}{\frac{y}{\delta(æ)}} = \frac{dy}{1 + \left[\frac{y}{\delta(æ)}\right]^2}. \tag{2.249}$$

Вводя переменную $u = y/\delta(æ)$ так, что $dy = \delta(æ)du + ud\delta(æ)$, на основании уравнения (2.247) имеем:

$$\frac{kdæ}{\Delta + 2kæ} = \frac{udu}{1 - u^2}. \tag{2.250}$$

Интегрирование в пределах $u|_{æ=æ_0}=0$, $u|_{æ=æ_0}=y/\delta(æ)$, где $æ_0$ — координата «старта» частицы (см. рис. 2.28, *в*), приводит к уравнению ее траектории:

$$y=\sqrt{\delta^2(æ)-\delta(æ)\delta(æ_0)}, \tag{2.251}$$

где $\delta(æ)$ и $\delta_0(æ)$ определяются из формулы (2.247).

Величина деформации сдвига может быть определена выражениями (2.236), (2.237). При учете $\left(\mathrm{d}v_y/\mathrm{d}æ \ll \mathrm{d}v_æ/\mathrm{d}y\right)$ для рассматриваемого случая можно считать $\dot{\gamma}=\mathrm{d}v/\mathrm{d}y$, так что, принимая во внимание выражение (2.248), величину деформации на выходе из пленки $æ = K$ можно определить выражением:

$$\Gamma_f=\int_{æ_0}^{K}\frac{\mathrm{d}v_æ(y)}{\mathrm{d}y}\frac{\mathrm{d}æ}{v_æ(y)}. \tag{2.252}$$

Вводя в формулу (2.252) выражения (2.244), (2.249) и (2.251), получаем:

$$\Gamma_f=\frac{1}{2k}\int_{\delta_0(æ_0)}^{\delta_K}\frac{\mathrm{d}\delta}{\sqrt{\delta^2(æ)-\delta(æ)\delta(æ_0)}}=\frac{1}{2k}\ln\left(2\bar{\delta}-1+2\sqrt{\bar{\delta}^2-\bar{\delta}}\right), \tag{2.253}$$

где

$$\bar{\delta}=\frac{\delta_K}{\delta_0(æ_0)}.$$

Видно, что величина деформации частицы на выходе из пленки зависит от координаты ее «старта», так что истекающий из пленки в область расплава полимер характеризуется целым спектром деформаций — от $\Gamma|_{æ_0=K}=0$ до $\Gamma|_{æ_0=0}=\Gamma_{\max}$. Вычислим среднеинтегральную деформацию на выходе из зоны плавления как

$$\bar{\Gamma}_f=\frac{\int_0^{\delta_K}\Gamma_f(y)v_æ(æ,y)|_{æ=K}\,\mathrm{d}y}{\int_0^{\delta_K}v_æ(æ,y)|_{æ=K}\,\mathrm{d}y}=\frac{J_1}{J_2}. \tag{2.254}$$

Вводя в J_1 и J_2 выражения (2.253), (2.244) и (2.251), при учете граничных условий (см. рис. 2.28)

$$\begin{aligned} &y=0,\quad æ_0=K,\ \delta_0(æ_0)=\delta_K,\ \ \bar{\delta}=1;\\ &y=\delta_K,\ æ_0=0,\ \ \delta_0(æ_0)=\Delta,\quad \bar{\delta}=\delta_K/\Delta \end{aligned} \tag{2.255}$$

получаем:

$$J_1=\frac{V\delta_K}{4k}\int_1^{\delta_K}\ln\left(2\bar{\delta}-1+2\sqrt{\bar{\delta}^2-\bar{\delta}}\right)\frac{\mathrm{d}\bar{\delta}}{\bar{\delta}^2}=$$

$$=\frac{V\delta_K}{4k}\left\{2\sqrt{1-\frac{\Delta}{\delta_K}}-\frac{\Delta}{\delta_K}\ln\left[2\frac{\delta_K}{\Delta}-1+2\sqrt{\left(\frac{\delta_K}{\Delta}\right)^2-\frac{\delta_K}{\Delta}}\right]\right\}; \tag{2.256}$$

$$J_2=\frac{V}{2}(\delta_K-\Delta). \tag{2.257}$$

Из выражения (2.254) видно, что $\bar{\Gamma}_f$ существенно зависит от длины пути, на котором она накапливается в материале, т. е. от величины K, которая, в свою очередь, зависит от координаты длины канала z, отсчитываемой от места начала скопления расплава перед толкающей стенкой канала. Таким образом, полимер, истекающий из пленки в область расплава, характеризуется целым спектром Γ_f (æ, z), особенностью которого являются точки $\Gamma_f|_{z=0}=\Gamma_{\max}$ и $\Gamma_f|_{z=z_k}=0$, где z_k — полная длины зоны пластикации.

Элементарная порция расплава, приобретая в пленке деформацию $\bar{\Gamma}_f(z)$, попадает в область расплава при координате z и там накапливает дополнительную деформацию $\bar{\Gamma}_{\text{op}}$ на пути до выхода из переходной зоны ($z_k - z$); таким образом,

$$\bar{\Gamma}_\Sigma(z)=\bar{\Gamma}_f(z)+\bar{\Gamma}_{\text{op}}(z). \tag{2.258}$$

Количественную оценку $\Gamma_{\text{op}}(z)$ можно производить по формуле (2.240), в которой $L = z_k - z$ и которая для конического канала может быть представлена следующим образом:

$$\Gamma_{\text{op}}=3{,}71\frac{1}{\omega}\ln\left|\frac{h_0}{h_0-\omega z}\right|\cdot\frac{1{,}64+\varphi}{1-\varphi}, \tag{2.259}$$

где ω – тангенс половины угла конусности шнека.

Степень неоднородности деформации расплава на выходе из переходной зоны удобно характеризовать интегральной функцией распределения типа $[F=Q/Q_0]-\Gamma_\Sigma$, которая определяет долю расхода Q в полном расходе из переходной зоны Q_0, имеющую набор деформаций от $\bar{\Gamma}_\Sigma^{\max}$ до $\bar{\Gamma}_\Sigma$. В данном случае (см. рис. 2.28, *а*) Q_0 — полный расход через канал шнека в направлении z, Q — расход в направлении z через сечение области расплава при координате z, равный расходу из пленки на участке от $z = 0$ до $z = z$, так

что $F = F(z)$, а $\bar{\Gamma}_\Sigma(z)$ определяется выражением (2.258). Величина $Q(z)$ может быть определена как

$$Q(z) = \int_0^z V_{sy} K(z) \mathrm{d}z. \qquad (2.260)$$

Значение Q_0 получим из (2.260) при подстановке в него в качестве верхнего предела $z_K = z|_{K=0}$.

В общем расходе $Q(z)$ велика доля расплава, перетекающего через гребень нарезки и прошедшего как бы дополнительный путь деформирования. Величину этой доли $Q_{\text{ш}}(z)$, а также ее $\bar{\Gamma}_\Sigma(z)$ можно определить, пользуясь полученными здесь формулами и несложными соображениями о кинематике движения этой доли.

На рис. 2.54 показана функция распределения $F(\bar{\Gamma}_\Sigma)$, рассчитанная* по формулам (2.260), (2.258), (2.259), (2.254) (кривая *a*). Для сравнения представлены функции $F(\Gamma)$, определенные для этой же переходной зоны по методам работ [55] (кривая *c*) и [48] (кривая *b*), не учитывающим влияние процесса плавления на механизм смешения. Видно, что последние два метода, давая существенное завышение величины Γ, не могут быть использованы для прогнозирования степени смешения полимера в переходной зоне. Вместе с тем вклад переходной зоны, более конкретно — областей пленки и зазора между гребнем и цилиндром (см. a_{I} и a_{II} на рис. 2.54), в общий смесительный эффект одношнекового экструдера значителен (сравнение кривых *a* и *d*) и должен учитываться при прогнозировании качества смешения.

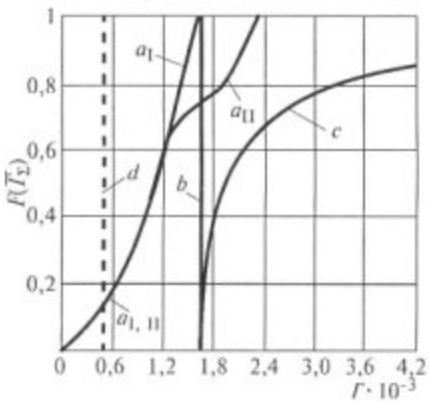


Рис. 2.54. Вид интегральной функции распределения степени смешения в переходной зоне:

a — расчет с учетом механизма плавления в переходной зоне; *b* — расчет по формуле (2.250), где $L = Z_k$; *c* — расчет по методу Мора [55]; *d* — расчет для зоны дозирования [48] при $L = l/3Z_k$

Наиболее удобной (с точки зрения обобщенности и вместе с тем наглядности, «физичности» представления) мерой смешения является не величина деформации Γ, не толщина полосы r (2.235), а «степень утолщения начальной полосы», оцениваемая отношением $\bar{r} = r/r_0$, где r_0 — начальная толщина полосы. Величина $\bar{r}$ показывает, во сколько раз уменьшились начальные размеры неоднородностей в материале. Аналитическая взаимосвязь между $\bar{r}, r_0, r$ и Γ приведена в работе [4].

Разработанный метод позволяет оценивать степень смешения расплава и характер ее распределения в любом сечении потока жидкого ядра в зоне плавления одношнекового экструдера.

Наиболее экономично и наглядно эта информация может быть представлена, например, в виде дифференциальной функции распределения относительной толщины полос $\bar{r}$:

$$f(\bar{r}) = \frac{1}{Q}\frac{\mathrm{d}Q}{\mathrm{d}r}\bar{r}^{*}, \qquad (2.261)$$

где $\mathrm{d}Q$ – часть расхода $Q(z)$ в любом сечении жидкого ядра, содержащая в себе материал с набором толщин полос от $\bar{r}$ до $\bar{r} + \mathrm{d}\bar{r}$.

Сущность опытной проверки заключалась в сопоставлении экспериментально измеренных и рассчитанных спектров для 10 сечений жидкого ядра переходной зоны.

Толщина полос в сечениях измерялась визуально, с помощью измерительного окуляра микроскопа при увеличении в 175 раз [13, 49].

Эксперименты в указанных работах проводились на одношнековом экструдере с гладким цилиндром в зоне загрузки и коническим шнеком диаметром $D = 36$ мм и длиной $L = 20D$, с глубиной канала в зоне дозирования $h = 2$ мм, а в зоне загрузки $h_1 = 5{,}5$ мм. Ширина гребня нарезки $l = 4$ мм, а зазор между наружным диаметром шнека и внутренней поверхностью цилиндра $\Delta = 0{,}1$ мм.

Параметры экструзии: температура зоны загрузки $T_1 = 65$ °С, температура стенки цилиндра в зоне плавления $T_w = 130$ °С, частота вращения шнека $N = 30$ об/мин. Применение конического шнека обеспечивало пленочный режим плавления полимера. После снятия цилиндра со шнека (для этого после выхода на стационарный режим работы экструдер останавливался, а цилиндр со шнеком охлаждался) определялась длина переходной зоны z (зоны пластикации), занимающая 6,75 витков шнека и начинающаяся на 3,5-м витке (отсчет — от загрузочной воронки, полная длина шнека — 20 витков). Срезы выполнялись с шагом z, примерно равным $z = 0{,}1\, z_k$. Дополнительный срез был выполнен в дозирующей зоне на 19-м витке. На срезах в вертикальном направлении последовательно измерялись размеры r_i каждой толщины полосы. Все r_i переводились в $\bar{r}_i$.

Весь диапазон толщин $\bar{r}_i\,(1 \le i \le l)$ от $\bar{r}_{\min}$ до $\bar{r}_{\max}$ разбивался на K интервалов до $16\Delta\bar{r}_j$, в которых определялись средние значе-

* Расчет был выполнен для шнека с $D = 36$ мм, $h = 2$ мм, $\alpha = 17°40'$, $l = 4$ мм, $\Delta = 0{,}1$ мм, при температуре цилиндра 150 °С, частоте вращения шнека $N = 70$ об/мин.

* Для $f(\bar{r})$ имеется первообразная функция $F(\bar{r}) = \int_{\bar{r}_{\text{н}}}^{\bar{r}} f(\bar{r})\mathrm{d}r = \frac{\Delta Q(\bar{r} - \bar{r}_{\text{н}})}{Q}$, использование которой возможно, однако менее наглядно.

ния $\bar{\bar{r}}_j$, где $1 \le j \le k$. Затем из общего массива $\bar{r}_i$ выделялись группы толщин $\bar{r}_{ij}$, укладывавшихся в соответствующий интервал $\Delta\bar{r}_j$ (число $\bar{r}_{ij}$ в интервале $\Delta\bar{r}_j$ обозначим m_j). Величины $\left[\frac{1}{Q}\frac{\mathrm{d}Q}{\mathrm{d}\bar{r}}\right]$ представлялись дискретно для каждого $\Delta\bar{r}_j$ как

$$\frac{1}{Q}\frac{\mathrm{d}Q}{\mathrm{d}r} = \frac{1}{S}\frac{\Delta S_j}{\Delta\bar{r}_{ij}}, \qquad (2.262)$$

где

$$S = \sum_1^l \bar{r}_i, \qquad \Delta S_j = \sum_1^{m_j} \bar{r}_{ij}.$$

Результаты представляли для каждого сечения в виде графика в координатах $\left[\frac{1}{S}\frac{\Delta S_j}{\Delta\bar{r}_j}\right] - \bar{\bar{r}}_j$.

Функция распределения $f(\bar{r})$ для условий описанного выше опыта также рассчитывалась дискретно [13]: вся переходная зона разбивалась на участки длиной Δz (рис. 2.55), так что сечения I, II, X, XI примерно совпадали с расположением выполненных срезов. Область твердого полимера в пределах каждого Δz разбивалась на ряд ячеек (от 13 до 4), в зависимости от размеров $\bar{K}(z)$ и $\Delta æ$. Значения $\bar{K}(\bar{z})$ для сечений I—V измерялись на срезах. Для каждой ij-ячейки с площадью $(\Delta z_i \times \Delta æ_j)$ определяли ΔQ_{ij} по формуле $V_{sy}(\Delta z \times \Delta æ)$ и $\bar{r}_{ij}$ по формулам (2.235), (2.258), (2.252) и (2.259). Величину Q_δ определяли как расход через кольцевой канал по формуле:

$$Q_\delta(z) = \frac{1}{2} V_c \Delta z \sin\alpha.$$

При этом в качестве начальной $\bar{r}$ на входе в зазор между гребнем и цилиндром принималась функция распределения $f(\bar{r})$ для сечения $j + 1$, определенная приближенно без учета перетекания расплава через гребень нарезки. Величину $\left[\frac{1}{Q}\frac{\mathrm{d}Q}{\mathrm{d}\bar{r}}\right]$ для каждого значения $\bar{r}_{ij}$ рассчитывали как $\left[\frac{1}{Q_\Sigma(z)}\frac{\Delta Q_{ij}}{\Delta\bar{r}_{ij}}\right]$, где $Q_\Sigma(z)$ равен $Q_s(\bar{z}) + Q_\delta(z)$, а эти слагаемые вычисляются по формулам (2.260) и (2.252). Значения $\Delta\bar{r}_{ij}$ здесь принимались равными $\bar{r}_{ij} - \bar{r}_{i-1,j}$.

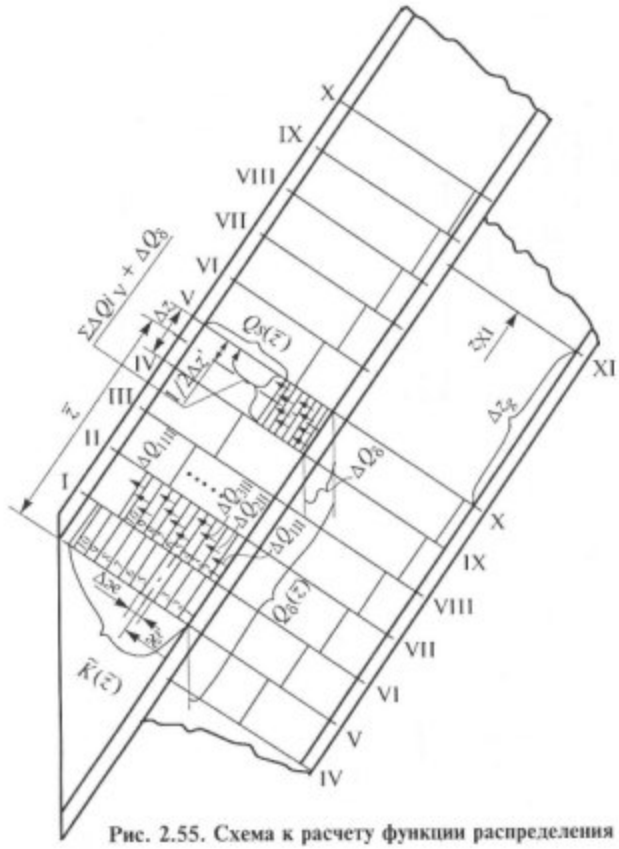


Рис. 2.55. Схема к расчету функции распределения

Массив материала i ячеек с участка Δz_j, имеющий свою функцию распределения, в дальнейшем перемещается в жидком ядре к сечению $j + 1$, накапливая, в соответствии с уравнением (2.259), дополнительную деформацию на пути Δz и внося вклад в функцию распределения для сечения и т. д. Эта особенность также учитывалась в расчетах. Таким образом, в этом расчете был прослежен деформационный путь каждой i, j-ячейки во всей переходной (и дозирующей), вплоть до сечения XI (см. рис. 2.55), зоне.

Дробный шаг $\Delta æ$ позволял при графическом построении вычисленной $f(\bar{r})$ представлять ее не в виде дискретной, а в виде монотонной функции, как это и есть в действительности.

На рис. 2.56 показаны расчетные и опытные функции распределения относительных толщин полос $f(\bar{r})$. График «Сечение II» соответствует начальной области переходной зоны K = 0,69,

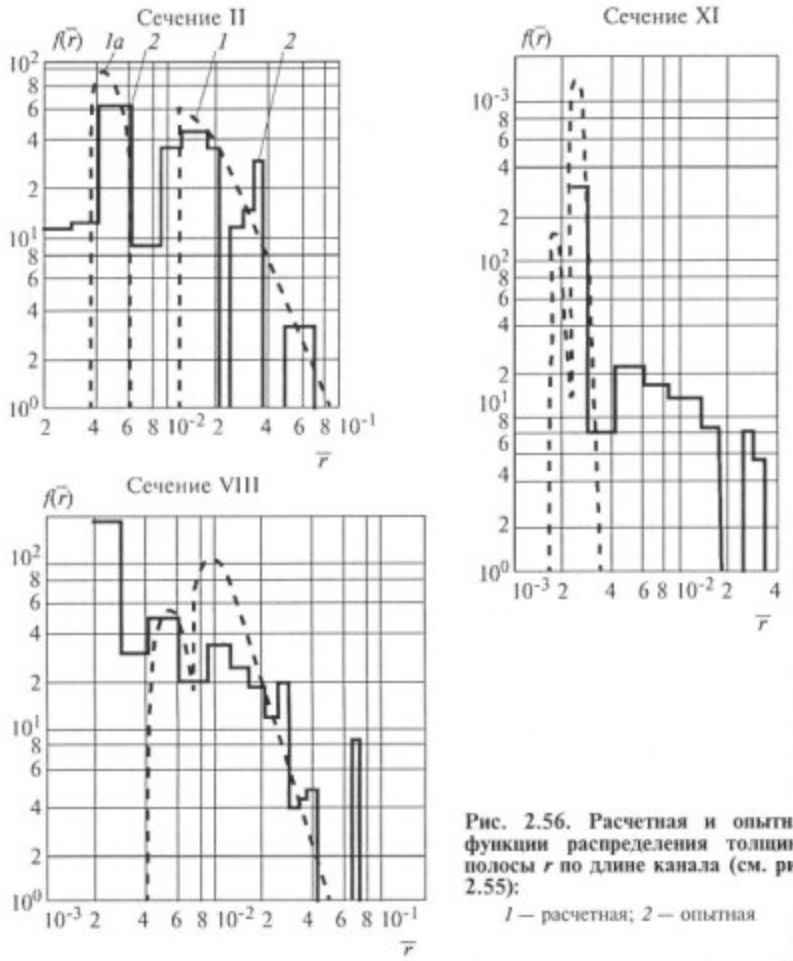


Рис. 2.56. Расчетная и опытная функции распределения толщины полосы r по длине канала (см. рис. 2.55):

1 — расчетная; *2* — опытная

«Сечение VIII» — концу ее ($K = 0{,}04$), «Сечение XI» — концу дозирующей зоны. Графики для прочих сечений отражают аналогичную закономерность [13].

Расчетные $f(\bar{r})$ имеют две области на ранних стадиях пластикации, имеющие разрыв (см. *1* и *1а* на рис. 2.56). Область *1* с широким набором $\bar{r}$ и их долей характеризует расплав, деформированный в пленке и продолжающий деформироваться в жидком ядре; область *1а* — расплав, прошедший через зазор между цилиндром и гребнем шнека и вторично побывавший в пленке. В связи с тем, что величина $\bar{r}$ у частиц, попавших в жидкое ядро на ранних стадиях, продолжает уменьшаться во время пребывания их в жидком ядре, разрыв между областями уменьшается и на поздних стадиях пластикации исчезает совсем. Вместе с тем и правая часть $f(\bar{r})$ по мере продвижения смещается влево очень слабо, а $\bar{r}$ остаются практически неизменными, так как из пленки [более точно — из элементарных площадок $\Delta z \times \Delta æ$ со значениями æ, близкими к K (см. рис. 2.55)], продолжает поступать плохо перемешанный расплав. После переходной зоны поступление прекращается, и вследствие этого спектр $\bar{r}$ начинает интенсивно сужаться в основном за счет исчезновения больших $\bar{r}$.

Сравнивая расчетные $f_p(\bar{r})$ и опытные $f_o(\bar{r})$ функции, можно отметить, что, несмотря на исключительно сложную реальную картину процесса деформирования в пленочном режиме, разработанная методика прогнозирования качества смешения учитывает все ее особенности. Действительно, в тех сечениях, которые находятся в области до начала естественного вырождения пленочного режима (начало — между IV и V сечениями), совпадение $f_p(\bar{r})$ и $f_o(\bar{r})$ вполне удовлетворительное как по $\bar{r}$, так и по их долям. На $f_o(\bar{r})$ можно даже наблюдать минимум, соответствующий разрыву $f_p(\bar{r})$. Несоответствия в области больших $\bar{r}$ имеют место не по причине некорректности теории, а вследствие того, что абсолютные размеры $\bar{r}$ здесь соизмеримы с глубиной витка и намного больше толщины среза; поэтому вероятность попадания окрашенного материала в срез резко уменьшена. Попадание же в срез дает их долю, во много раз бóльшую, чем действительная.

В области вырождения пленочного режима и, особенно, в дозирующей зоне, наблюдается несоответствие $f_o(\bar{r})$ и $f_p(\bar{r})$. Это вызвано разрушением твердой области на крупные агломераты. Интенсивность их плавления резко падает, и они, будучи плохо перемешанными, достигают области выхода из канала шнека (см. сечение XI на рис. 2.56). На этом графике видно, насколько однороднее по $\bar{r}$ был бы экструдат, если бы пленочный режим сохранился до конца плавления.

2.11.3. СМЕШЕНИЕ В ЗОНЕ ДОЗИРОВАНИЯ (ВЫДАВЛИВАНИЯ)

Окончательное смешение расплавов полимеров с добавками (ингредиентами) происходит в зоне дозирования одношнекового экструдера. При этом за начальную толщину полос r_0 в этой зоне следует принимать толщину полос в конце зоны плавления. Отличительной особенностью поведения расплава в этой зоне является то, что в винтовом канале частицы полимера принимают участие в циркуляционном течении не только в поперечном сечении канала, но и вдоль канала (винтовой механизм движения расплава). При этом вклад в процесс смешения циркуляционного характера

движения расплава весьма существенен [11, 46]. При рассмотрении процесса смешения в зоне плавления (переходной зоне) влиянием циркуляции на процесс можно пренебречь, так как интенсивная циркуляция имеет место только в конце указанной зоны [13, 20, 22, 23, 25, 32, 49, 55]. Согласно теории ламинарного смешения [47] качество смеси однозначно определяется величиной деформации сдвига, развивающейся в расплаве полимера в процессе его течения по винтовому каналу шнека. В работах [6, 7, 10, 11, 48, 55] развиты различные подходы к определению величины деформации сдвига.

Г. Шенкель [48] определяет качество смеси в одношнековых экструдерах по наименьшему сдвигу, получаемому бесконечно малым элементом жидкости в винтовом канале шнека. В качестве такого бесконечно малого элемента Г. Шенкель выбрал частицу с координатой $y = (2/3)h$ (см. раздел 2.7), поперечная составляющая скорости потока которой равна нулю $\left(v_x\big|_{y=\frac{2}{3}h}=0\right)$. Эта частица жидкости не участвует в циркуляции и имеет минимальное время пребывания в винтовом канале. Остальные частицы участвуют как в поперечных, так и в продольных циркуляциях жидкости, и время их пребывания в канале шнека больше времени пребывания в канале частицы с координатой $y = (2/3)h$. Следовательно, указанные частицы подвергаются минимальному сдвигу и будут хуже перемешаны с остальными.

Метод Г. Шенкеля предполагает, что в остальном объеме жидкости качество смеси лучше, так как он подвергается большему сдвигу. Указанный метод применим в инженерных расчетах только в том случае, если качество смеси, определенное в точке с координатой $y = (2/3)h$, удовлетворяет предъявляемому к смеси требованию по однородности состава. Он также может быть применен при теоретическом анализе процесса смешения в зоне плавления, где влиянием циркуляции можно пренебречь.

Таким образом, при расчете перемешивающей способности одношнекового экструдера по методу Г. Шенкеля необходимо рассчитать величину сдвига, получаемого частицей жидкости с координатой $y = (2/3)h$. Величина этого сдвига равна:

$$\Gamma\big|_{a=\frac{2}{3}} = \sqrt{\left(\frac{\partial v_z}{\partial y}\bigg|_{a=\frac{2}{3}}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\bigg|_{a=\frac{2}{3}}\right)^2}\cdot t\bigg|_{a=\frac{2}{3}}, \qquad (2.263)$$

где $a = y/h$.

Значения градиентов скорости $\left.\frac{\partial v_z}{\partial y}\right|_{a=\frac{2}{3}}$ и $\left.\frac{\partial v_x}{\partial y}\right|_{a=\frac{2}{3}}$ можно получить дифференцированием уравнений для v_z и v_y по y с учетом выражений для v_{cz} и v_{cx}.

В уравнении (2.263) $t\big|_{a=\frac{2}{3}}$ — это время пребывания контрольной частички в зоне дозирования; оно равно:

$$t\big|_{a=\frac{2}{3}} = \frac{L}{v_z\big|_{a=\frac{2}{3}}\cdot\sin\alpha},$$

где L — длина зоны дозирования шнека вдоль его оси.

Тогда

$$\Gamma = 1{,}5\frac{L}{h}\sqrt{\frac{4\sin^2\alpha + \left(1+a^2\right)\cos^2\alpha}{(1-a)\sin\alpha\cos\alpha}}. \qquad (2.264)$$

Г. Шенкель считает, что величина сдвига бесконечно малого элемента расплава полимера с координатой $a = 2/3$, принятого за контрольную частицу, пропорциональна эффекту распределения ключевого компонента в винтовом канале шнека. Поэтому величина деформации $\Gamma\big|_{a=\frac{2}{3}}$ названа им *степенью смешения*.

Несколько иной подход применен в работе [55], где при расчете деформации сдвига учтено наличие циркуляции в поперечном направлении винтового канала. За исходное уравнение в указанной работе принято выражение, связывающее толщину полос с деформацией сдвига [уравнение (2.234)].

Наличие циркуляционного потока в винтовом канале приводит к тому, что любая частица, движущаяся через нижнюю область в положении a_1, оказывается в верхнем положении a_2 (рис. 2.57), а значения a_1 и a_2 связаны очевидным кинематическим соотношением:

$$\int_0^{a_1} v_x(a_1)\,\mathrm{d}a_1 = -\int_{a_2}^{1} v_x(a_2)\,\mathrm{d}a_2. \qquad (2.265)$$

С учетом выражений для v_x (см. раздел 2.7) получим:

$$a_1^2 - a_1^3 = a_2^2 - a_2^3. \qquad (2.266)$$

Для определения деформации сдвига авторы работы [55] рассматривали циркуляцию жидкости в поперечном направлении. В результате проведенных исследований установлено, что де-

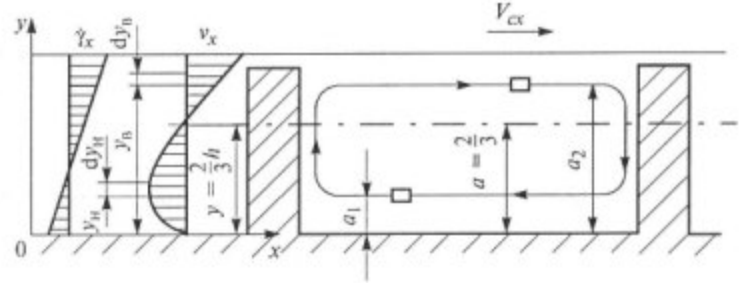


Рис. 2.57. К расчету смесительного воздействия при экструзии

формация сдвига в поперечном винтовому каналу направлении равна

$$\Gamma_x = \frac{L}{h(1-\varphi)\cos\alpha} T_x,$$

а деформация сдвига вдоль винтового канала составляет:

$$\Gamma_z = \frac{L}{h\sin\alpha} T_z.$$

В этих выражениях

$$T_x = \frac{dv_{1x}}{da_1}\frac{1}{v_{cx}}\frac{v_{cz}}{\bar{v}_x};$$

$$T_z = \left(\frac{dv_x}{da_1}\frac{1}{v_x}\right)_{\varphi=0} = \frac{v_{2x} + a_1\dfrac{dv_{2x}}{da_2}\dfrac{da_2}{da_1} - v_{1x}\dfrac{da_2}{da_1} - a_2\dfrac{dv_{1x}}{da_1}}{\bar{a}_1 v_{2x} - \bar{a}_2 v_{1x}} - \frac{\dfrac{v_x}{v_{cz}}\Bigg|_{a=0}\left(\dfrac{dv_{2x}}{da_2}\dfrac{da_2}{da_1} - \dfrac{dv_{1x}}{da_1}\right)}{a_1 v_{2x} - a_2 v_{1x}}, \quad (2.267)$$

здесь a_1, a_2 – координаты частицы в нижней и верхней частях винтового канала; v_{1x}, v_{2x} – скорости частиц жидкости с координатами a_1, a_2; v_x – средняя скорость циркуляции рассматриваемой частицы жидкости.

Суммарная деформация сдвига

$$\Gamma = \Gamma_x \sin\alpha + \Gamma_z \cos\alpha = \frac{L}{h}\left(\frac{T_z}{\operatorname{tg}\alpha} + \frac{T_x}{1-a}\operatorname{tg}\alpha\right). \quad (2.268)$$

Если известны T_x и T_z для данных значений a_1, то нужно подставить значения некоторых переменных, чтобы выяснить влияние на суммарную деформацию сдвига угла наклона винтовой линии α, отношения обратного потока к прямому φ и глубины канала h.

Аналогичный подход при анализе процесса смешения в зоне дозирования одношнекового экструдера использовал и Д. М. Мак-Келви [4].

По аналогичной методике Р. В. Торнер [5] с учетом аномалии вязкости экструдируемого материала (псевдопластичной жидкости) получил уравнение для расчета Γ_x и Γ_z.

Общий недостаток, присущий работам [4, 6, 48, 55], состоит в игнорировании поля скоростей сдвига по высоте винтового канала, что может привести к ошибочному выводу о действительной деформации сдвига. Излагаемый ниже подход свободен от этого недостатка и позволяет получить математическую модель процесса смешения, обладающую более высокой степенью адекватности.

Из рассмотрения поведения элементарного куба, выделенного из расплава полимера, на гранях которого действуют силы сдвига в двух взаимно перпендикулярных направлениях, получена зависимость между толщиной полос r и деформациями сдвига Γ_x и Γ_z [46, 66, 67]:

$$r = \frac{r_H}{(\Gamma_x + \Gamma_z)}\frac{1}{q}. \quad (2.269)$$

При выводе расчетных уравнений учитывали изменение направления скоростей сдвига как вдоль, так и поперек винтового канала (рис. 2.58). Распределение линейных скоростей полностью описывается уравнениями (2.64) и (2.69), а выражения для скоростей сдвига $\dot{\gamma}_z$ и $\dot{\gamma}_x$ можно получить дифференцированием указанных уравнений по y:

$$\dot{\gamma}_z = \frac{\partial v_z}{\partial y} = \frac{v_{cz}(1 - 3\varphi + 6a\varphi)}{h};$$
$$\dot{\gamma}_x = \frac{\partial v_x}{\partial y} = \frac{2v_{cx}}{h}(1 - 3a). \quad (2.270)$$

При этом в плоскости yoz величина и направление сдвига зависят от параметра φ. При $\varphi < 1/3$ отрицательная область на эпюре $\dot{\gamma}_z$ исчезает, а при $\varphi = 1$ (полностью закрытый выход) она максимальна. На эпюру $\dot{\gamma}_x$ параметр φ не влияет.

Благодаря наличию циркуляционного потока в плоскости элементарные частицы полимера при своем движении по винтовому каналу периодически попадают в области с различными направлениями сдвига как в плоскости yoz, так и в плоскости xoy. При рассмотрении сдвига в направлении оси z необходимо выделить два случая: $1 \geq \varphi > 1/3$ (наличие отрицательной области сдвига по высоте канала) и $0 \leq \varphi \leq 1/3$ (направление сдвига по высоте канала не меняется).

Действие различного по высоте канала направления сдвига в плоскостях *xoy* и *yoz* рассмотрим на примере деформации грани элементарного кубика (см. рис. 2.58). Винтовой канал по высоте условно разобьем на четыре зоны: 1—4 — в плоскости *yoz* и *I—IV* — в плоскости *yox*. Как видно из рис. 2.58, направления сдвига в зонах *I*, *1* и *IV*, *4* противоположны, а в зонах *II*, *2* и *III*, *3* — совпадают. Следовательно, при попадании частиц из зоны *I*, *1* в зону *IV*, *4* за счет циркуляционного потока в плоскости *yox* деформация сдвига может полностью или частично сниматься противоположно направленным сдвигом зоны *IV*, *4*.

Для анализа процесса смешения необходимо найти координаты указанных зон, для чего обратимся к соотношению (2.266). При этом предполагаем, что любая частица, движущаяся через нижнюю область в положении a_1, находится в верхней области в некотором дополнительном положении a_2.

Уравнение (2.266) можно решить только численным методом, что усложняет инженерные расчеты. Параболическую кривую *1*,

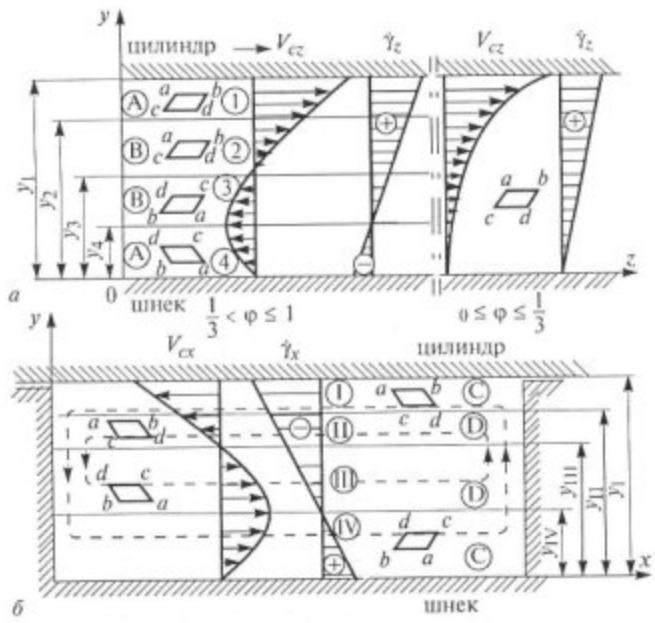


Рис. 2.58. Эпюры линейных скоростей и скоростей сдвига в винтовом канале зоны дозирования

построенную по уравнению (2.266), можно с точностью до 5 % аппроксимировать прямой *2* (рис. 2.59), описываемой уравнением $a_2 = 1 - ka_1$ или

$$Y_{II,2} = h - kY_{IV,4}, \quad (2.271)$$

где $k = 0{,}45$.

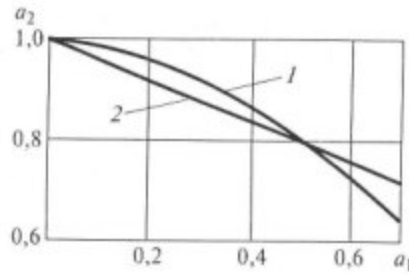


Рис. 2.59. К определению координат зон сдвига

Границы третьих и четвертых зон легко найти, приравнивая нулю линейные скорости и скорости сдвига (см. рис. 2.59):

$$\begin{aligned} Y_4 &= \frac{h}{2}\left(1-\frac{1}{3a}\right); & Y_{IV} &= \frac{1}{3}h; \\ Y_3 &= h\left(1-\frac{1}{3a}\right); & Y_{III} &= \frac{2}{3}h; \\ Y_2 &= 1-\frac{k}{2}\left(1-\frac{1}{3a}\right); & Y_{II} &= 0{,}91h, \end{aligned} \quad (2.272)$$

здесь $1/3 < \varphi \le 1$.

Расчет сдвига в плоскости *yoz* проводим для двух режимов работы экструдера.

1. Режим работы при $1/3 > \varphi \ge 1$. При известных координатах Y_i можно рассчитать средние скорости сдвига в указанных зонах сдвига винтового канала. Средние интегральные скорости сдвига в этих зонах рассчитываем по формуле:

$$\bar{\dot{\gamma}}_i^z = \frac{1}{Y_i - Y_{i+1}} \int_{y_{i+1}}^{y_i} \dot{\gamma}_z(y)\,dy. \quad (2.273)$$

Интегрированием этого уравнения в указанных выше пределах находим выражения для средних скоростей сдвига по зонам *1—4*:

$$\begin{aligned} \bar{\dot{\gamma}}_1^z &= \frac{v_{cz}}{h}\left[1+3\varphi-\frac{3}{2}k\varphi\left(1-\frac{1}{3\varphi}\right)\right]; \\ \bar{\dot{\gamma}}_2^z &= \frac{v_{cz}}{h}\left[1+(3\varphi-1)\left(1-\frac{k}{2}\right)\right]; \\ \bar{\dot{\gamma}}_3^z &= \frac{v_{cz}}{2h}(3\varphi-1); \quad \bar{\dot{\gamma}}_4^z = \frac{v_{cz}}{2h}(1-3\varphi). \end{aligned} \quad (2.274)$$

Деформации сдвига элемента жидкости в плоскости *yoz* можно рассчитать как произведение указанных средних скоростей в зонах сдвига и времени пребывания в них частиц полимера:

$$\bar{\Gamma}_1^z = \bar{\dot{\gamma}}_1^z t_1 N_A; \quad \bar{\Gamma}_2^z = \bar{\dot{\gamma}}_2^z t_2 N_B;$$
$$\bar{\Gamma}_3^z = \bar{\dot{\gamma}}_3^z t_3 N_B; \quad \bar{\Gamma}_4^z = \bar{\dot{\gamma}}_4^z t_4 N_A; \qquad (2.275)$$

здесь $t_1 = W \Big/ \left|\bar{v}_i^x\right|$ характеризует время пребывания частиц полимера в зонах сдвига в течение одной циркуляции; N_A, N_B — числа циркуляций в областях *A* и *B*.

Для учета влияния отрицательного сдвига на общую деформацию в рассматриваемой плоскости винтового канала указанные выше зоны объединены в две условные области *A* и *B* (см. рис. 2.58). В области *B*, включающей зоны *2* и *3*, сдвиг происходит в одном направлении, а в области *A* (зоны *1* и *4*) — в разных направлениях; поэтому

$$\bar{\Gamma}_A^z = \bar{\Gamma}_1^z - \bar{\Gamma}_4^z; \quad \bar{\Gamma}_B^z = \bar{\Gamma}_2^z + \bar{\Gamma}_3^z. \qquad (2.276)$$

Числа циркуляций N_A и N_B можно найти из рассмотрения винтового движения жидкости в канале шнека:

$$N_A = \frac{L_z}{t_1 \bar{v}_1^z + t_4 \bar{v}_4^z}; \quad N_B = \frac{L_z}{t_2 \bar{v}_2^z + t_3 \bar{v}_3^z}, \qquad (2.277)$$

где *Lz* - длина винтового канала в зоне дозирования шнека.

Средние интегральные скорости циркуляционного потока в зонах сдвига в плоскости *yoz* равны

$$\bar{v}_i^x = \frac{1}{y_i - y_{i+1}} \int_{y_{i+1}}^{y_i} v_x(y)\mathrm{d}y, \qquad (2.278)$$

откуда после интегрирования с использованием пределов (2.272) получим:

$$\bar{v}_1^x = -v_{cx}\left[1 - \frac{k}{2}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\right];$$
$$\bar{v}_2^x = v_{cx}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left[\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(\frac{k}{2} - 1 - \frac{k^2}{4}\right) + \frac{k}{2}\right]; \qquad (2.279)$$

$$\bar{v}_3^x = \frac{v_{cx}}{4}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(\frac{7}{3\varphi} - 1\right); \qquad (2.280)$$

$$\bar{v}_4^x = \frac{v_{cx}}{4}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(1 + \frac{1}{3\varphi}\right).$$

Средние интегральные скорости потока в направлении оси *z* винтового канала находим аналогичным образом:

$$\bar{v}_1^z = v_{cz}\left\{1 - \frac{k}{4}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left[1 + 3\varphi - k\varphi\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\right]\right\};$$
$$\bar{v}_2^z = \frac{v_{cz}}{2}\left[1 - \varphi + \left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(1 - \varphi - \frac{1}{2}k\varphi - \frac{k}{2}\right) + \right.$$
$$\left. + 2\varphi\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(1 - \frac{k}{2} + \frac{k^2}{4}\right)\right]; \qquad (2.281)$$
$$\bar{v}_3^z = \frac{v_{cz}}{2}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(\frac{1}{3} - \varphi\right);$$
$$\bar{v}_4^z = \frac{v_{cz}}{2}\left(1 - \frac{1}{3\varphi}\right)\left(\frac{1}{3} - \varphi\right).$$

Совместным решением уравнений (2.274)—(2.281) получим выражение для деформаций сдвига Γ_A^z и Γ_B^z, усреднение которых по высоте винтового канала позволит рассчитать сдвиг в плоскости *yoz*:

$$\bar{\Gamma}^z\Big|_{\frac{1}{2}<\varphi\le 1} = \frac{1}{h}\left[\bar{\Gamma}_A^z(Y_4 + h - Y_2) + \bar{\Gamma}_B^z(Y_2 - Y_1)\right] =$$
$$= \frac{L_z}{h}\Phi_z(\varphi) = \frac{L}{h\sin\alpha}\Phi_z(\varphi),$$

где

$$\Phi_z(\varphi) = 4\frac{-1{,}63 - 0{,}78\varphi + 22{,}49\varphi^2 - 16{,}45\varphi^3}{0{,}65 + 15{,}54\varphi + 37{,}25\varphi^2 - 53{,}44\varphi^3} +$$
$$+ 6\frac{1{,}56 + 5{,}17\varphi + 5{,}73\varphi^2 + 2{,}11\varphi^3}{-1{,}02 + 18{,}85\varphi - 9{,}65\varphi^2 - 5{,}63\varphi^3}. \qquad (2.282)$$

2. Режим работы при $0 \le \varphi \le 1/3$. При таких режимах работы червячного пресса скорости v_s по координате *y* высоты винтового канала направлены в одну сторону. В этом случае необходимо рассмотреть две области: нижнюю $\left(0 \le Y \le \frac{2}{3}h\right)$ и верхнюю

$\left(\frac{2}{3}h \le Y \le h\right)$, т. е. области с различными направлениями скорости v_x. Средние интегральные скорости в этих областях:

$$\bar{v}_{\text{н}}^z = \frac{v_{cz}}{3}\left(1-\frac{5}{3}\varphi\right); \quad \bar{v}_{\text{в}}^z = \frac{v_{cz}}{6}\left(1-\frac{7}{3}\varphi\right). \tag{2.283}$$

Средние интегральные скорости сдвига в указанных областях находим аналогичным образом из выражения (2.270) для $\dot{\gamma}_z$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{\text{н}}^z = \frac{v_{cz}}{h}(1-\varphi); \quad \bar{\dot{\gamma}}_{\text{в}}^z = \frac{v_{cz}}{h}(1-2\varphi). \tag{2.284}$$

Для расчета сдвига в плоскости *yoz* при $0 \le \varphi \le 1/3$ необходимо найти время пребывания частиц полимера в нижней и верхней областях за одну циркуляцию и число циркуляций:

$$t_{\text{н}}^z = \frac{W}{\left|\bar{v}_{\text{н}}^x\right|}; \quad t_{\text{в}}^z = \frac{W}{\left|\bar{v}_{\text{в}}^x\right|}, \tag{2.285}$$

где средние интегральные скорости $\bar{v}_{\text{н}}^x$ и $\bar{v}_{\text{в}}^x$ получим из выражения для v_x:

$$\bar{v}_{\text{н}}^x = \frac{2}{9}v_{cx}; \quad \bar{v}_{\text{в}}^x = -\frac{4}{9}v_{cx}. \tag{2.286}$$

Число циркуляций:

$$N_z = \frac{L_z}{t_{\text{н}}^x \bar{v}_{\text{н}}^z t_{\text{в}}^x \bar{v}_{\text{в}}^z} = \frac{8}{3}\frac{1}{5-9\varphi}\frac{L_z}{W}\operatorname{tg}\alpha. \tag{2.287}$$

Суммарный сдвиг в плоскости *yoz* находим усреднением сдвига в нижней и верхней областях по высоте винтового канала:

$$\bar{\Gamma}_z\Big|_{0\le\varphi\le\frac{1}{3}} = \frac{1}{h}\left(\bar{\Gamma}_{\text{н}}^z\frac{2}{3}h + \bar{\Gamma}_{\text{в}}^z\frac{1}{3}h\right) =$$

$$= \frac{1}{h}\left(\bar{\dot{\gamma}}_{\text{н}}^z t_{\text{н}}^z N_z\frac{2}{3}h + \bar{\dot{\gamma}}_{\text{в}}^z t_{\text{в}}^x N_z\frac{1}{3}h\right) = \frac{L}{h\sin\alpha}\cdot 2\frac{5-6\varphi}{5-9\varphi}. \tag{2.288}$$

Методики расчета деформации сдвига в плоскостях *xoy* и *yoz* аналогичны. Однако задача упрощается тем, что координаты границ зон сдвига (см. рис. 2.58, *б*) не зависят от параметра φ, т. е. от режима работы экструдера. Для расчета деформации сдвига необходимо, таким образом, найти средние значения линейных скоростей и скоростей сдвига в указанных на рисунке зонах, а также время пребывания частиц полимера в зонах сдвига и число циркуляций.

Средние интегральные скорости $\bar{v}_i^x$ в зонах *I—IV* находим аналогично определению $\bar{v}_i^z$ из уравнения (2.64) с использованием пределов (2.262):

$$\bar{v}_i^x = \frac{1}{Y_i - Y_{i+1}}\int_{Y_{i+1}}^{Y_i} v_x(Y)\,\mathrm{d}Y, \tag{2.289}$$

откуда после интегрирования получим

$$\bar{v}_{\text{I}}^x = -0{,}828v_{cx}; \quad \bar{v}_{\text{II}}^x = -0{,}302v_{cx}; \quad \bar{v}_{\text{III}}^x = \bar{v}_{\text{IV}}^x = \frac{2}{9}v_{cx}. \tag{2.290}$$

Значения средних интегральных скоростей сдвига в тех же зонах находим аналогично определению $\bar{\dot{\gamma}}_i^z$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_i^x = \frac{1}{Y_i - Y_{i+1}}\int_{Y_{i+1}}^{Y_i} \dot{\gamma}_x(Y)\,\mathrm{d}Y;$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_{\text{I}}^x = -\frac{3{,}73v_{cx}}{h}; \ \bar{\dot{\gamma}}_{\text{II}}^x = -\frac{2{,}73v_{cx}}{h}; \tag{2.291}$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_{\text{III}}^x = -\frac{v_{cx}}{h}; \ \bar{\dot{\gamma}}_{\text{IV}}^x = \frac{v_{cx}}{h}.$$

Время пребывания элементарной частицы в зонах сдвига I—IV за одну циркуляцию:

$$t_{\text{I}} = \frac{W}{0{,}828v_{cx}}; \quad t_{\text{II}} = \frac{W}{0{,}302v_{cx}}; \quad t_{\text{III}} = t_{\text{IV}} = 4{,}5\frac{W}{v_{cx}}. \tag{2.292}$$

Число циркуляций для областей сдвига *C* и *D* рассчитываем так же, как и для областей *A* и *B*; различие состоит в том, что в выражения для N_C и N_D входят средние интегральные скорости $\bar{v}_i^z$, рассчитанные для зон I—IV. Методика расчета этих скоростей аналогична расчету средних скоростей для зон 1—4 (см. рис. 2.58, *а*). Средние интегральные скорости в зонах I—IV равны:

$$\bar{v}_{\text{I}}^z = v_{cz}(0{,}955-0{,}127\varphi); \ \bar{v}_{\text{II}}^z = v_{cz}(0{,}788-0{,}498\varphi);$$

$$\bar{v}_{\text{III}}^z = v_{cz}(0{,}5-0{,}723\varphi); \ \bar{v}_{\text{IV}}^z = v_{cz}(0{,}166-0{,}389\varphi). \tag{2.293}$$

Таким образом, число циркуляций для областей *C* и *D*:

$$N_C = \frac{L_z}{t_{\text{I}}\bar{v}_{\text{I}}^z + t_{\text{IV}}\bar{v}_{\text{IV}}^z} = \frac{v_{cx}}{v_{cz}}\frac{L_z}{W}\frac{1}{2(1-\varphi)};$$

$$N_D = \frac{L_z}{t_{\text{II}}\bar{v}_{\text{II}}^z + t_{\text{III}}\bar{v}_{\text{III}}^z} = \frac{v_{cx}}{v_{cz}}\frac{L_z}{W}\frac{1}{4{,}9(1-\varphi)}. \tag{2.294}$$

Деформации сдвига в рассматриваемых областях рассчитываем как произведение скорости сдвига на время пребывания в них частичек полимера за N циркуляций:

$$\bar{\Gamma}_C^x = \bar{\Gamma}_{\text{I}}^x - \bar{\Gamma}_{\text{IV}}^x = \left(\frac{3{,}73}{0{,}828} - \frac{9}{2}\right) \times \frac{L_z}{h}\frac{v_{cx}}{h}\frac{v_{cx}}{v_{cz}}\frac{1}{2(1-\varphi)} = 0;$$

$$\bar{\Gamma}_D^x = \bar{\Gamma}_{\text{II}}^x + \bar{\Gamma}_{\text{III}}^x = -1{,}88\frac{L_z}{h}\frac{v_{cx}}{v_{cz}}\frac{1}{1-\varphi}. \qquad (2.295)$$

Равенство нулю $\bar{\Gamma}_C^x$ свидетельствует о том, что сдвиг зоны I полностью снимается равным, но противоположно направленным сдвигом зоны IV.

Общую деформацию сдвига $\bar{\Gamma}_x$ находим усреднением $\bar{\Gamma}_C^x$ и $\bar{\Gamma}_D^x$ по высоте винтового канала:

$$\bar{\Gamma}_x = \frac{1}{h}\left[\bar{\Gamma}_C^x(Y_{\text{IV}} + h - Y_{\text{II}}) + \bar{\Gamma}_D^x(Y_{\text{II}} - Y_{\text{IV}})\right] = -\frac{L_z}{h}\frac{v_{cx}}{v_{cz}}1{,}08\frac{1}{1-\varphi}. \qquad (2.296)$$

Учитывая, что $v_{cx}/v_{cz} = \text{tg}\alpha$, а $L_z = L/\sin\alpha$, получим:

$$\bar{\Gamma}_x = -\frac{L}{h}\frac{1}{\cos\alpha}1{,}08\frac{1}{1-\varphi}, \qquad (2.297)$$

где L — длина зоны дозирования по оси шнека.

Анализ полученных уравнений показывает, что при ламинарном смешении деформация сдвига в винтовом канале шнека зависит от параметра переработки φ, высоты канала h и угла наклона винтовой линии α. Таким образом, при известных $r_{\text{н}}$ и Γ можно рассчитать толщину полос в готовой смеси или подобрать режим переработки при известной конечной толщине полос r.

Обычно при конструировании одношнековых экструдеров заданными являются производительность машины, частота вращения шнека и его диаметр. При этом требуется рассчитать оптимальные геометрические характеристики шнека или подобрать параметры процесса переработки при заданном шнеке.

Аналитическое описание процессов смешения в зоне смесительных элементов шнека можно провести по аналогичной методике; подробно оно изложено в работе [57].

Суммарная величина деформации сдвига, накопленная элементом жидкости за время его пребывания в зоне дозирования одношнекового экструдера, равна:

$$\bar{\Gamma} = \bar{\Gamma}_x + \bar{\Gamma}_z. \qquad (2.298)$$

Деформация сдвига рассматривается в данном случае как аналог работы, затрачиваемой на смешение. Поэтому применение скалярного сложения не противоречит существу рассматриваемо-

го процесса. Во всех остальных случаях необходимо произвести сложение векторных величин.

Согласно уравнению (2.248) при двухосном сдвиге характеристика смеси $\bar{\gamma}$ обратно пропорциональна сумме деформации сдвига в двух взаимно перпендикулярных направлениях. Следовательно, в рассматриваемом случае имеем:

1) для режима работы экструдера $1/3 \le \varphi \le 1$:

$$\bar{r} = \frac{3}{\bar{\Gamma}_z\Big|_{\frac{1}{3}\le\varphi\le 1} + \bar{\Gamma}_x} = \frac{3}{\frac{L}{h}\left[\frac{\Phi_z(\varphi)}{\sin\alpha} - \frac{1{,}08}{\cos\alpha\cdot(1-\varphi)}\right]}, \qquad (2.299)$$

где $\Phi_z(\varphi)$ представляется выражением (2.282);

2) для режима работы экструдера $0 \le \varphi \le 1/3$:

$$\bar{r} = \frac{3}{\frac{L}{h}\left[\frac{2}{\sin\alpha}\frac{5-6\varphi}{5-9\varphi} - \frac{1{,}08}{\cos\alpha\cdot(1-\varphi)}\right]}. \qquad (2.300)$$

Анализ последних уравнений показывает, что при ламинарном смешении качество смеси, характеризуемое относительной толщиной полосы $\bar{r}$, зависит от геометрии шнека в зоне дозирования (глубины канала h, длины зоны дозирования L и угла подъема винтового канала) и параметра $j = Q_p/Q_d$ (коэффициента дросселирования).

На рис. 2.60 в пространственной системе координат представлено семейство кривых, показывающих влияние угла подъема α и

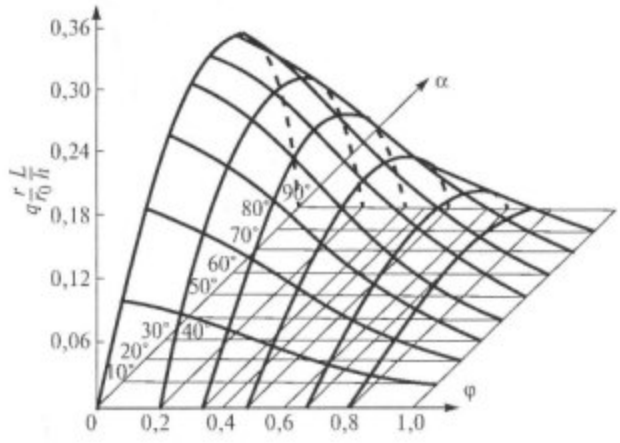


Рис. 2.60. **Влияние геометрии шнека и параметров экструзии на качество смеси**

коэффициента дросселирования φ на безразмерный комплекс $q\frac{r}{\gamma_o}\frac{L}{h}$, характеризующий качество смеси.

Увеличение относительной длины зоны дозирования одношнекового экструдера (достигаемое как увеличением длины шнека L, так и уменьшением глубины канала) приводит к росту смешивающей способности одношнекового экструдера (рис. 2.61).

Однако большие значения L/h, благоприятно сказываясь на процессе смешения и производительности, могут привести к значительному перегреву перерабатываемого материала за счет интенсивного диссипативного тепловыделения и перерасходу мощности привода.

Уменьшение угла подъема винтового канала (см. рис. 2.61) приводит к резкому увеличению смешивающей способности. Стабилизация значений $\bar{\Gamma}$ наблюдается на участке $\alpha = 15 \div 20°$, после чего значения $\bar{\Gamma}$ почти не изменяются. При выборе оптимальных значений угла подъема α винтового канала необходимо принимать во внимание также то, что увеличение угла α подъема винтовой линии канала уменьшает производительность экструдера [см. уравнение (2.73)].

На рис. 2.62 показана зависимость суммарной деформации сдвига $\bar{\Gamma}$ от коэффициента дросселирования $\varphi = Q_p/Q_D$, являю-

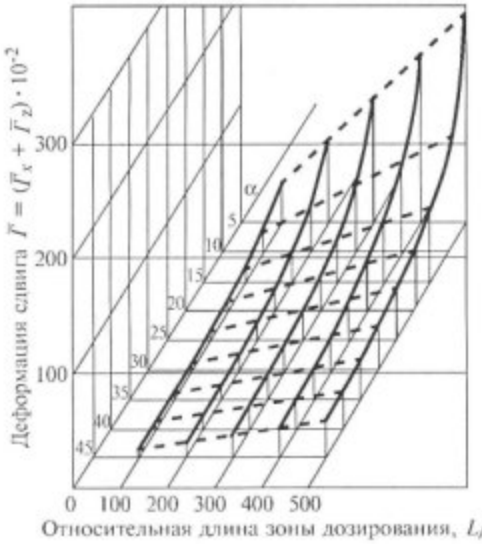


Рис. 2.61. Зависимость суммарной деформации сдвига от длины зоны дозирования ($\varphi = 1/3$)

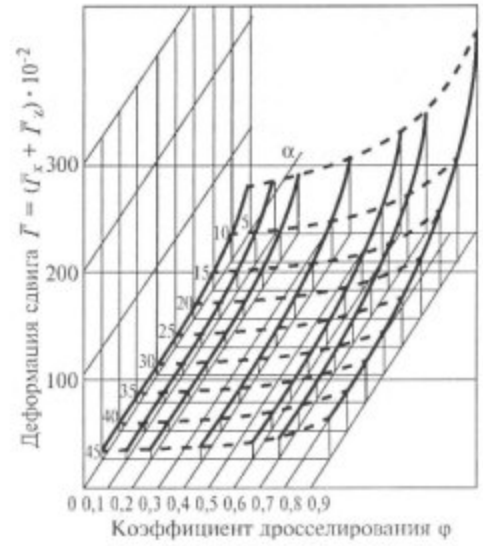


Рис. 2.62. Зависимость суммарной деформации сдвига от коэффициента дросселирования φ и угла подъема винтового канала α. $L/h = 200$; $h = 0{,}5$ см

шегося технологическим параметром работы одношнекового экструдера. Из этого графика видно, что при $\varphi = 0$ (полностью открытый выход) $\bar{\Gamma} = \bar{\Gamma}_{max}$, а при $\varphi = 1$ суммарная деформация сдвига $\bar{\Gamma} \to \infty$. Однако реальные экструдеры работают при промежуточных значениях $0 < \varphi < 0{,}6$.

Из рис. 2.62 видно, что на участке $0 < \varphi < 0{,}6$ наблюдается плавное увеличение смешивающей способности одношнековых экструдеров, а затем при $0{,}6 < \varphi \leq 1$ — резкое ее увеличение до бесконечности. Отсюда следует важный для практики вывод: при работе в режиме $\varphi \leq 0{,}6$ небольшое изменение коэффициента дросселирования приводит к резкому увеличению смешивающей способности экструдера. При этом такое изменение φ не сказывается на производительности экструдера.

2.11.4. РАСЧЕТ СМЕСИТЕЛЬНОГО ВОЗДЕЙСТВИЯ ЗОНЫ ДОЗИРОВАНИЯ ОДНОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА С УЧЕТОМ ФУНКЦИИ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ВРЕМЕН ПРЕБЫВАНИЯ И НАПРАВЛЕНИЯ СДВИГА В ВИНТОВОМ КАНАЛЕ

Реальный профиль скоростей потока в винтовом канале обусловливает различие времен пребывания частиц полимера в одношнековом экструдере, в свою очередь определяющее спектр тол-

щин полос в готовой смеси. При проектировании экструдеров и математическом описании процессов смешения требуется учет широкого спектра распределения времени пребывания. Для анализа функции распределения времен пребывания обратимся к циркуляции жидкости в плоскости *xoy* сечения винтового канала (см. рис. 2.57).

Из соотношения (2.266) с учетом, что $a_1 = Y_н/h$, $a_2 = Y_в/h$ ($Y_н$, $Y_в$ — координаты положения частиц по оси Y в нижней и верхней областях сечения винтового канала), получим:

$$\left(\frac{Y_н}{h}\right)^2 - \left(\frac{Y_н}{h}\right)^3 = \left(\frac{Y_в}{h}\right)^2 - \left(\frac{Y_в}{h}\right)^3, \qquad (2.301)$$

где $0 \le Y_н \le \frac{2}{3}h, \frac{2}{3}h \le Y_в \le h.$

Решение уравнения (2.301) приведено в работе [45] в виде:

$$\frac{Y_в}{h} = \frac{1-\frac{Y_н}{h}}{2}\left[1+\left(\frac{1+3\frac{Y_н}{h}}{1-\frac{Y_н}{h}}\right)^{\frac{1}{2}}\right];$$

$$\frac{Y_н}{h} = \frac{1-\frac{Y_в}{h}}{2}\left[1+\left(\frac{1+3\frac{Y_в}{h}}{1-\frac{Y_в}{h}}\right)^{\frac{1}{2}}\right]. \qquad (2.302)$$

Как уже отмечалось выше, при координате $y = (2/3)h$, являющейся границей раздела областей с положительным и отрицательным направлениями v_x (см. рис. 2.57), скорость поперечного циркуляционного потока обращается в нуль. Время пребывания частиц полимера в верхней области (с положительным направлением v_x) поперечного сечения винтового канала равно

$$t_в = \frac{W}{|v_x(Y_в)|}, \qquad (2.303)$$

а в нижней

$$t_н = \frac{W}{|v_x(Y_н)|}. \qquad (2.304)$$

Тогда время одной поперечной циркуляции находится из выражения:

$$t = t_в + t_н = \frac{W}{|v_x(Y_в)|} + \frac{W}{|v_x(Y_н)|}. \qquad (2.305)$$

Относительное время пребывания частиц полимера в верхней области канала равно:

$$\bar{t}_в = \frac{t_в}{t} = \frac{\frac{W}{|v_x(Y_в)|}}{\frac{W}{|v_x(Y_в)|} + \frac{W}{|v_x(Y_н)|}} = \frac{1}{1+\frac{|v_x(Y_в)|}{|v_x(Y_н)|}}. \qquad (2.306)$$

С учетом выражения (2.69) для v_x (после соответствующей подстановки $Y_н$ и $Y_в$) из последнего уравнения получим:

$$\bar{t}_в = \left[1-\frac{\frac{Y_в}{h}\left(2-3\frac{Y_в}{h}\right)}{\frac{Y_н}{h}\left(2-3\frac{Y_н}{h}\right)}\right]^{-1}. \qquad (2.307)$$

С учетом того, что общее время пребывания частицы полимера в одношнековом экструдере

$$t = L/\bar{v}_\lambda,$$

а средняя ее скорость в осевом направлении $\bar{v}_\lambda$ равна

$$\bar{v}_\lambda = v_\lambda(Y_в)\bar{t}_в + v_\lambda(Y_н)(1-\bar{t}_в),$$

где осевая составляющая v_λ скорости потока находится из выражения [4]

$$\frac{v_\lambda}{V_c} = 3\frac{y}{h}\left(1-\frac{y}{h}\right)(1+\varphi)\sin\alpha\cos\alpha \qquad (2.308)$$

(здесь $V_c = \pi DN$ — скорость стенки цилиндра), получим:

$$t = \frac{L}{3V_c(1+\varphi)\left[\frac{Y_н}{h}\left(1-\frac{Y_н}{h}\right)+\bar{t}_в\left(\frac{Y_в}{h}-\frac{Y_н}{h}\right)\left(1-\frac{Y_в}{h}-\frac{Y_н}{h}\right)\sin\alpha\cos\alpha\right]}. \qquad (2.309)$$

Совместным решением (2.302), (2.307) и (2.309) получим общее время пребывания частицы полимера в зоне дозирования одношнекового экструдера в виде:

$$t = \frac{L}{3V_c(1+\varphi)\sin\alpha\cos\alpha}\cdot\frac{3\frac{Y_н}{h}-1+3\left[1+2\frac{Y_н}{h}-3\left(\frac{Y_н}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}{\frac{Y_н}{h}\left\{1-\frac{Y_н}{h}+\left[1+2\frac{Y_н}{h}-3\left(\frac{Y_н}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}. \qquad (2.310)$$

или

$$t=\frac{L}{3V_c(1+\varphi)\sin\alpha\cos\alpha}\frac{3\frac{Y_в}{h}-1+3\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}{\frac{Y_в}{h}\left\{1-\frac{Y_в}{h}+\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}. \quad (2.311)$$

Функция распределения времен пребывания рассчитывается как [45]:

$$F(t)=\int_{t_m}^{\infty} f(t)\mathrm{d}t, \quad (2.312)$$

причем $F(\infty) = 1$, а t_m — минимальное время пребывания.

Для нахождения выражения $f(t)\mathrm{d}t$ рассмотрим элементарный расход $\mathrm{d}Q$ в верхней области на участке $Y_в$ и $Y_в + \mathrm{d}Y_в$ (см. рис. 2.44):

$$\mathrm{d}Q_в = v_z W \mathrm{d}Y_в = v_z Wh \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right).$$

С учетом выражения (2.77) для v_z последнее уравнение приводится к виду:

$$\mathrm{d}Q_в = v_z Wh \frac{Y_в}{h}\left(1+3\varphi-3\frac{Y_в}{h}\varphi\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right). \quad (2.313)$$

Аналогично находим элементарный расход на отрезке $Y_н$, $Y_н + \mathrm{d}Y_н$ в нижней области:

$$\mathrm{d}Q_н = v_z W \mathrm{d}Y_н = v_z Wh \mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right).$$

После подстановки выражения v_z (уравнение 2.77) получим:

$$\mathrm{d}Q_н = V_{cz} Wh \frac{Y_н}{h}\left(1+3\varphi-3\frac{Y_н}{h}\varphi\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right).$$

Так как обе указанные выше точки $Y_в$ и $Y_н$ связаны с тем же временем пребывания частиц полимера между t и $t + \mathrm{d}t$, то распределение времен пребывания является функцией $f(t)\mathrm{d}t$, т. е.

$$f(t)\mathrm{d}t=\frac{\mathrm{d}Q_в+\mathrm{d}Q_н}{Q}=\frac{v_{cz}Wh}{Q}\left[\frac{Y_в}{h}\left(1+3\varphi-3\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)+\right.$$
$$\left.+\frac{Y_н}{h}\left(1+3\varphi-3\frac{Y_н}{h}\varphi\right)\mathrm{d}\left|\frac{Y_в}{h}\right|\right], \quad (2.314)$$

где $V_{cz} = \pi DN\cos\alpha$ — компонента скорости стенки вдоль оси z

Связь между $Y_н$ и $Y_в$ устанавливается выражением (2.302), дифференцируя которое находим:

$$\mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right)=\frac{1-3\frac{Y_в}{h}+\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}{2\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right). \quad (2.315)$$

Совместным рассмотрением уравнений (2.302), (2.314) и (2.315) с учетом, того, что $\left|\mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right)\right| = -\mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right)$, получим:

$$f(t)\mathrm{d}t=\frac{3\frac{Y_в}{h}\left\{1-\frac{Y_в}{h}+\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}{\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right). \quad (2.316)$$

Правая часть последнего выражения является функцией только $Y_в/h$, и она же связана со временем пребывания уравнением (2.311). Поэтому из этих двух уравнений может быть рассчитано распределение времен пребывания и представлено в виде графика зависимости

$$\overline{t}\cdot f(t)=f\left[\frac{1}{3}V_c(1+\varphi)\right].$$

С учетом минимального времени пребывания t_m частицы с координатой $y/h = 2/3$, которое легко находится из (2.311), можно получить следующее выражение для относительного времени пребывания любой частицы в винтовом канале одношнекового экструдера:

$$\overline{t}=\frac{t}{t_m}=\frac{2}{9}\frac{3\frac{Y_в}{h}-1+3\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}{\frac{Y_в}{h}\left\{1-\frac{Y_в}{h}+\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}. \quad (2.317)$$

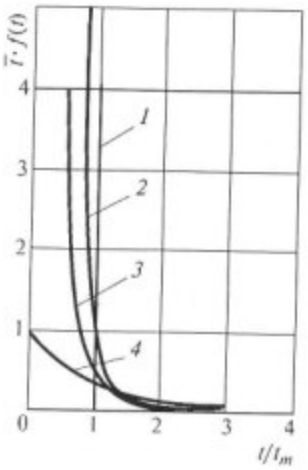


Рис. 2.63. Распределение времен пребывания (РВП) в смесителях различных типов:

1 — в аппарате идеального вытеснения; *2* — в одношнековом экструдере; *3* — при изотермическом течении в трубе; *4* — в реакторе непрерывного действия

На рис. 2.63 представлено распределение времен пребывания в зависимости от t/t_m для различных типов проточных реакторов. Видно, что одношнековые экструдеры по распределению времен пребывания занимают промежуточное положение между основными типами реакторов.

Функцию $F(t)$ распределения времен пребывания можно получить путем подстановки выражения (2.316) в (2.312):

$$F(t)=F\left(\frac{Y_в}{h}\right)=\int_{\frac{2}{3}}^{\frac{Y_B}{h}}\frac{3\frac{Y_в}{h}\left\{1-\frac{Y_в}{h}+\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}{\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}}\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right). \qquad (2.318)$$

Интегрированием (2.318) находим:

$$F\left(\frac{Y_в}{h}\right)=\frac{1}{2}\left\{3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2-1+\left(\frac{Y_в}{h}-1\right)\left[1+2\frac{Y_в}{h}-3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}. \qquad (2.319)$$

На рис. 2.64 представлена графическая зависимость $F(t)$ от t/t_m для различных типов проточных реакторов, откуда видно, что по $F(t)$ одношнековый экструдер при $t/t_m > 1$ приближается к трубчатому изотермическому реактору.

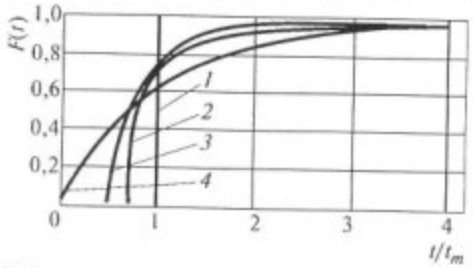


Рис. 2.64. Зависимость функции РВП $F(t)$ от t/t_m:

кривые *1—4* – см. рис. 2.63

Наличие спектра времен пребывания в сочетании с реальным профилем скорости потока предполагает и различие в величине накопленной каждой частицей полимера деформации сдвига. Поэтому при расчете деформации сдвига, реализуемой в одношнековом экструдере, необходимо наряду с направлением поля скоростей сдвига учитывать также и распределение времен пребывания. В этом случае полная (средневесовая) деформация сдвига, накапливаемая расплавом полимера в зоне дозирования одношнекового экструдера, равна [11]:

$$\bar{\Gamma}=\int_{Y_i}^{Y_f}\Gamma\left(\frac{Y_в}{h}\right)f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right). \qquad (2.320)$$

Произведение $f(Y_в/h)\mathrm{d}(Y_в/h)$ в правой части последнего уравнения представляет собой долю частиц жидкости, имеющих координату $Y_в/h$.

В случае двухосного сдвига в направлениях осей x и z деформация сдвига $\Gamma(Y_в/h)$ равна:

$$\Gamma\left(\frac{Y_в}{h}\right)=\left|\Gamma_z\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|+\left|\Gamma_x\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|. \qquad (2.321)$$

В соответствии с картиной циркуляции частиц полимера (см. рис. 2.58) и методикой расчета деформации сдвига с учетом поля скоростей сдвига (см. раздел 2.11.3) имеем:

$$\bar{\Gamma}\left(\frac{Y_в}{h}\right)=\int_{Y_{III}}^{Y_f}\left|\Gamma_z\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)+\int_{Y_{III}}^{Y_f}\left|\Gamma_x\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)= \qquad (2.322)$$
$$=\alpha_1+\beta_1,$$

где

$$\alpha_1=\int_{Y_{III}}^{Y_f}\left|\Gamma_x\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right);$$

$$\beta_1=\int_{Y_{III}}^{Y_f}\left|\Gamma_z\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right).$$

Тогда с учетом знаков $\Gamma_x(Y_в/h)$ и $\Gamma_z(Y_в/h)$, согласно методике расчета, приведенной в разделе 2.11.3 находим:

$$\alpha_1=\int_{Y_{III}}^{Y_f}\left|\Gamma_x\left(\frac{Y_в}{h}\right)\right|f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)=\int_{Y_{II}}^{Y_f}\Gamma_{cx}\left(\frac{Y_в}{h}\right)f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)+$$
$$+\int_{Y_{III}}^{Y_{II}}\Gamma_{Dx}\left(\frac{Y_в}{h}\right)f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)=\int_{Y_{II}}^{Y_f}(\Gamma_{Ix}-\Gamma_{IVx})f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right)+ \qquad (2.323)$$
$$+\int_{Y_{III}}^{Y_{II}}(\Gamma_{IIx}+\Gamma_{IIIx})f\left(\frac{Y_в}{h}\right)\mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right).$$

Если уравнение (2.323) для α_1 действительно во всем интервале параметра φ ($0 \le \varphi \le 1$), то, ввиду разнонаправленного поля скоростей сдвига (см. рис. 2.58), необходимо значение β_1 выводить отдельно для интервалов $0 \le \varphi \le 1/3$ и $1/3 \le \varphi \le 1$. Тогда согласно рис. 2.58 получим:

1) для режима работы $0 \le \varphi \le 1/3$

$$\beta_1 = \int_{Y_{III}}^{Y_I} \Gamma_{Az}\left(\frac{Y_в}{h}\right) f\left(\frac{Y_в}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right);$$

2) для режима работы $1/3 \le \varphi \le 1$

$$\beta_1 = \int_{Y_2}^{Y_I} \Gamma_{Az}\left(\frac{Y_в}{h}\right) f\left(\frac{Y_в}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right) + \int_{Y_{III}}^{Y_2} \Gamma_{Bz}\left(\frac{Y_в}{h}\right) f\left(\frac{Y_в}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right) =$$

$$= \int_{Y_2}^{Y_I} (\Gamma_{1z} + \Gamma_{4z}) f\left(\frac{Y_в}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right) + \int_{Y_{III}}^{Y_2} (\Gamma_{2z} + \Gamma_{3z}) f\left(\frac{Y_в}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right).$$

Значения Γ_{Ix} и Γ_{IIx}, Γ_{IIIx}, Γ_{IVx} находятся так же, как и в разделе 2.11.3, но с учетом координат $Y_в$ и $Y_н$. После соответствующих преобразований получим:

$$\Gamma_{Ix} - \Gamma_{IVx} = \frac{2\mathrm{tg}\alpha L_z}{h} \frac{\left[\left(\frac{1}{a_2} - 3\right)|2 - 3a_1| - \left(\frac{1}{a_1} - 3\right)|2 - 3a_2|\right]}{\left[1 + 3\varphi(a_2 - 1)\right]|2 - 3a_1| + \left[1 + 3\varphi(a_1 - 1)\right]|2 - 3a_2|}; \qquad (2.324)$$

$$\Gamma_{IIx} + \Gamma_{IIIx} = \frac{2\mathrm{tg}\alpha L_z}{h} \frac{\left[\left(\frac{1}{a_2} - 3\right)|2 - 3a_1| + \left(\frac{1}{a_1} - 3\right)|2 - 3a_2|\right]}{\left[1 + 3\varphi(a_2 - 1)\right]|2 - 3a_1| + \left[1 + \varphi(a_1 - 1)\right]|2 - 3a_2|}. \qquad (2.325)$$

Аналогично можно получить:

$$\Gamma_{Az} = \frac{L_z}{h} \frac{a_2(1 - 3\varphi + 6a_2\varphi)|2 - 3a_2| - a_1(1 - 3\varphi - 6a_1\varphi)|2 - 3a_1|}{a_2 a_1 \left\{\left[1 + 3\varphi(a_2 - 1)\right]|2 - 3a_1| + \left[1 + 3\varphi(a_1 - 1)\right]|2 - 3a_2|\right\}};$$

$$\Gamma_{2z} + \Gamma_{3z} = \frac{L_z}{h} \frac{a_2(1 - 3\varphi + 6a_2\varphi)|2 - 3a_2| - a_1(1 - 3\varphi + 6a_1\varphi)|2 - 3a_1|}{a_2 a_1 \left\{\left[1 + 3\varphi(a_2 - 1)\right]|2 - 3a_1| + \left[1 + 3\varphi(a_1 - 1)\right]|2 - 3a_1|\right\}};$$

$$\Gamma_{1z} - \Gamma_{4z} = \frac{L_z}{h} \frac{a_2(1 - 3\varphi + 6a_2\varphi)|2 - 3a_2| - a_1(1 - 3\varphi - 6a_1\varphi)|2 - 3a_1|}{a_2 a_1 \left\{\left[1 + 3\varphi(a_2 - 1)\right]|2 - 3a_1| + \left[1 + 3\varphi(a_1 - 1)\right]|2 - 3a_2|\right\}}.$$

В приведенных формулах L_z — длина винтового канала в зоне дозирования.

Полная деформация сдвига в зоне дозирования для режима $0 \le \varphi \le 1/3$ равна:

$$\bar{\Gamma} = \int_{y_{III}/h}^{y_{II}/h} (\Gamma_{IIx} + \Gamma_{IIIx}) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right) + \int_{y_{II}/h}^{y_{I}/h} (\Gamma_{Ix} - \Gamma_{IVx}) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right) +$$

$$+ \int_{y_{III}/h}^{y_{I}/h} \Gamma_{Az}\left(\frac{y}{h}\right) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right), \qquad (2.326)$$

а для режима $1/3 \le \varphi \le 1$:

$$\bar{\Gamma} = \int_{y_{III}/h}^{y_{II}/h} (\Gamma_{IIx} + \Gamma_{IIIx}) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right) + \int_{y_{II}/h}^{y_{I}/h} (\Gamma_{Ix} - \Gamma_{IVx}) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right) +$$

$$+ \int_{y_{III}/h}^{y_{II}/h} (\Gamma_{IIz} + \Gamma_{IIIz}) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right) + \int_{y_{II}/h}^{y_{I}/h} (\Gamma_{Iz} - \Gamma_{IVz}) f\left(\frac{y}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{y}{h}\right). \qquad (2.327)$$

С учетом того, что

$$f\left(\frac{Y_в}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right) = \frac{3\frac{Y_в}{h}\left\{1 - \frac{Y_в}{h} + \left[1 + 2\frac{Y_в}{h} - 3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}{\left[1 + 2\frac{Y_в}{h} - 3\left(\frac{Y_в}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}} \mathrm{d}\left(\frac{Y_в}{h}\right),$$

$$f\left(\frac{Y_н}{h}\right) \mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right) = \frac{3\frac{Y_н}{h}\left\{1 - \frac{Y_н}{h} + \left[1 + 2\frac{Y_н}{h} - 3\left(\frac{Y_н}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}\right\}}{\left[1 + 2\frac{Y_н}{h} - 3\left(\frac{Y_н}{h}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}} \mathrm{d}\left(\frac{Y_н}{h}\right),$$

из выражений (2.326) и (2.327) легко рассчитать величины $\bar{\Gamma}$ для различных режимов работы одношнекового экструдера.

На рис. 2.65 представлены кривые $\Gamma(y/h) = f(y/h)$, построенные по формулам авторов работ [11, 45, 55]. Видно, что для одних и тех же значений коэффициента дросселирования кривые *1* и *2*, построенные по формулам работ [55] и [45], полученным без учета поля скоростей сдвига и циркуляции потока, расположены значительно ниже кривой, построенной по формулам работы [11].

На рис. 2.66 показаны кривые $\Gamma(y/h) = f(y/h)$ для разных режимов (значений φ) работы одношнековых экструдеров. Видно, что наибольшую деформацию сдвига получают частицы, расположенные вблизи боковых стенок винтового канала (y/h равно 0 и 1), наименьшую — частицы, которые не участвуют в циркуляции расплава полимера ($y/h = 2/3$) и, следовательно, характеризуются наименьшим временем пребывания в зоне дозирования одношнекового экструдера. С увеличением коэффициента дросселирования φ величина $\Gamma(y/h)$ резко возрастает. Тот факт, что частицы расплава полимера вблизи стенок канала накапливают наибольшую деформацию сдвига, не может существенно сказаться на смешивающей способности одношнекового экструдера, так как их доля в общей производительности экструдера сравнительно мала.

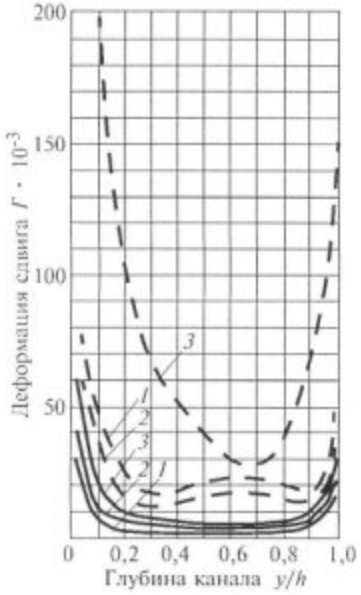


Рис. 2.65. Сопоставление расчетных значений Γ по формулам Мора [55], Тадмора [45] и Кима [11]:

$h = 0{,}51$ см; $L = 255$ см; $\alpha = 20$ °С, —— φ = 0; —— φ = 0,75

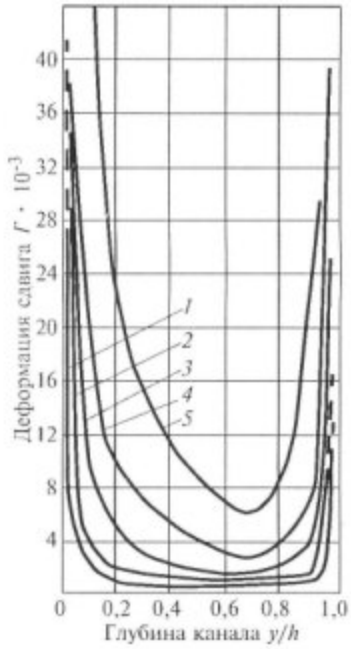


Рис. 2.66. Зависимость деформации сдвига Γ от координаты y/h. Значения φ:

1 — 0; *2* — 0,2; *3* — 0,4; *4* — 0,6; *5* — 0,8; $L = 51$ см, $h = 0{,}51$ см

2.11.5. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЙ ЭКСПРЕСС-МЕТОД ОЦЕНКИ СМЕСИТЕЛЬНОГО ВОЗДЕЙСТВИЯ В ОДНОШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

Эксперименты по исследованию процессов смешения и диспергирования при экструзии полимеров связаны с трудоемкими процессами запуска экструдера, выхода на установившийся режим экструзии, остановки, последующего охлаждения машины, извлечения шнеков с целью снятия слепков с последующим анализом степени смешения (диспергирования) на микротомных срезах [60—63].

В работе [59] авторы провели исследование процессов смешения на модельной установке с модельной жидкостью, предполагая при этом, что закономерности процессов смешения, выявленные в указанных экспериментах, будут действительны и при экструзии полимеров. Указанная установка позволяет весьма быстро и с наименьшими затратами определить эффективность работы смесительно-диспергирующих элементов. При этом наиболее эффективным методом оценки работы указанных элементов является определение различных характеристик процессов смешения с использованием диффузионной модели. К ним относятся дисперсия распределения времен пребывания, диффузионный критерий Пекле, эффективный коэффициент перемешивания [64]. Эти критерии могут быть использованы для подбора геометрии смесительных элементов и технологических параметров процессов смешения.

Для этих целей в последнее время все большее признание получает метод оценки интенсивности перемешивания путем изменения состава потока жидкости с последующим изучением реакции системы на выходе из экструдера.

Обычно на входе в поток вводят индикатор и анализируют отклик на входное возмущение, исследуют изменение концентрации индикатора на выходе из смесителя.

Для изучения распределения времен пребывания и интенсивности смешения наибольшее распространение получил импульсный ввод индикатора, когда индикатор вводится в основной поток за минимально короткое время. Для оценки неоднородности смеси используют ступенчатый ввод индикатора, при котором индикатор вводится непрерывно до тех пор, пока определяется коэффициент неоднородности смеси.

Авторы работы [59] использовали экспериментальную установку для изучения распределения времен пребывания (рис. 2.67), ос-

новным компонентом которой является одношнековый экструдер.

Основным элементом экструдера является прозрачный корпус *1*, изготовленный из органического стекла с отверстием диаметром 40 мм для монтажа однозаходного шнека *2* без компрессии с прямоугольной нарезкой (геометрические размеры шнека от входа до выхода оставались постоянными). Шнек имел следующие параметры: наружный диаметр $D = 39{,}2$ мм, диаметр сердечника $d = 23{,}55$ мм, шаг нарезки винтового канала $t = 19{,}9$ мм, ширина гребня нарезки $l = 5{,}9$ мм, длина нарезанной части $L = 240$ мм. Привод установки *3* давал возможность варьировать частоту вращения шнека *N*. Для исследования влияния длины зоны перемешивания *L* на качество смешения в корпусе имелись отверстия *5* для ввода в жидкость индикатора. В качестве модельной жидкости использовался глицерин вязкостью $\mu = 9{,}31 \cdot 10^{-1}$ Н · с/м^2, а индикатором служила смесь глицерина с мелкодисперсной алюминиевой пудрой, концентрация которой составляла $C = 0{,}005$ г/мл. На выходе из экструдера был установлен манометр *6* для регистрации давления в формующем инструменте и дроссельное устройство *8* (кран). Присоединенный к дроссельному устройству гибкий шланг *9* позволял осуществлять рециркуляцию модельной жидкости с индикатором путем ее возврата в загрузочную воронку *10* с целью получения идеальной смеси, необходимой для определения действительной концентрации индикатора в модельной жидкости и дальнейшей тарировки устройства.

Конструкция шнека позволяла монтировать на конце смесительно-диспергирующие элементы четырех различных конфигураций (рис. 2.67, позиции I—IV). В экспериментах исследовались:

1) цилиндр с продольными пазами (позиция I, рис. 2.67);

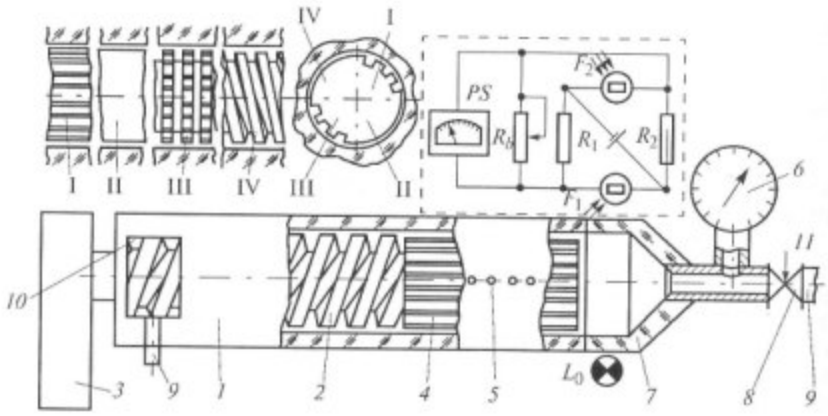


Рис. 2.67. Экспериментальный одношнековый экструдер с прозрачным цилиндром

2) гладкий цилиндр (позиция II, рис. 2.67);

3) цилиндр с кольцевыми проточками и продольными пазами (позиция III, рис. 2.67);

4) цилиндр с прямоугольной винтовой нарезкой, имеющей направление, обратное нарезке шнека (позиция IV, рис. 2.67).

Все смесительно-диспергирующие элементы имели длину 80 мм и диаметр 38 мм, что обеспечивало гарантированный радиальный зазор в 1 мм между цилиндром и элементом.

Для непрерывной регистрации изменения концентрации индикатора в потоке модельной жидкости использовалась измерительная схема (см. рис. 2.67), состоящая из уравновешенного моста, в двух ветвях которого были установлены фотосопротивления F_1 и F_2 (F_1 — рабочее, F_2 — компенсирующее), освещаемые электрическим источником света L_0, а в других двух ветвях — постоянные сопротивления R_1 и R_2, определяющие чувствительность измерительной схемы. Световой поток от стабилизированного источника света L_0, проходя через прозрачный цилиндр *1* и поток модельной жидкости с частицами индикатора, ослаблялся пропорционально концентрации индикатора и падал на фотосопротивление F_1. Вызываемый ослаблением светового потока разбаланс моста фиксировался и записывался самопишущим потенциометром PS, чем и достигалось непрерывное измерение концентрации индикатора в модельной жидкости. В диагональ моста было включено балансировочное переменное сопротивление R_b, определяющее чувствительность схемы. Во избежание помех от окружающей среды мост экранировался, за исключением фотосопротивления F_1 и соответствующего источника света L_0, размещенных в головке экструдера (см. рис. 2.67).

Тарировка устройства для измерения концентрации индикатора (алюминиевой пудры) в модельной жидкости (глицерине) проводилась путем снятия показаний прибора при достижении равномерного распределения в замкнутом объеме жидкости данного количества индикатора, вводимого в экструдер с помощью шприца через отверстие *5*, при многократной рециркуляции жидкости в системе. Тарировочный график показал прямую пропорциональность разбаланса моста (показания прибора) и концентрации индикатора, не зависящую от объемной производительности экструдера [59].

Исследование распределения времен пребывания в одношнековом экструдере со смесительно-диспергирующими элементами проводилось с использованием импульсного возмущения потока модельной жидкости при различных значениях частоты вращения шнека *N*, длины смесительно-диспергирующих элементов *L*, давления в формующем инструменте *P* и различных конструкциях элементов с последующим анализом кривых отклика. Изменение частоты вращения осуществлялось с помощью регулируемого привода, изменение длины зоны перемешивания — загрузкой ин-

дикатора в различные точки ввода (отверстия *5*, рис. 2.67), изменение давления в формующем инструменте обеспечивалось дроссельным устройством *11*. Время ввода индикатора составляло 1—2 с. Кривые отклика регистрировались описанной выше схемой. В экспериментах исследовались зависимости распределения времен пребывания от длины зоны перемешивания, частоты вращения шнека и давления в головке экструдера при различных конструкциях смесительно-диспергирующих элементов.

На рис. 2.68 показаны кривые распределения времени пребывания частиц индикатора в одношнековом экструдере, полученные при различном давлении в головке. Представленные кривые позволяют выделить несколько характерных времен, описывающих распределение времени пребывания частиц индикатора, а именно:

1) минимальное время пребывания t_1;
2) наиболее вероятное время пребывания t_2;
3) среднее время $\bar{t}$;
4) максимальное время пребывания t_3, определяемое полным удалением индикатора из экструдера.

Минимальное время t_1, необходимое для прохождения первыми частицами индикатора расстояния от точки ввода до устройства для измерения концентрации, определенное экспериментально, с достаточной точностью совпадает с его значением, рассчитанным для аппарата идеального вытеснения [64] по формуле:

$$t_1 = V_a / Q_{\max}, \qquad (2.328)$$

где V_a — объем глицерина, находящегося в зазоре между смесительно-диспергирующими элементами и стенкой цилиндра экструдера; Q_{max} — максимальная теоретическая производительность экструдера с элементами, рассчитываемая в случае его работы в режиме идеального вытеснения.

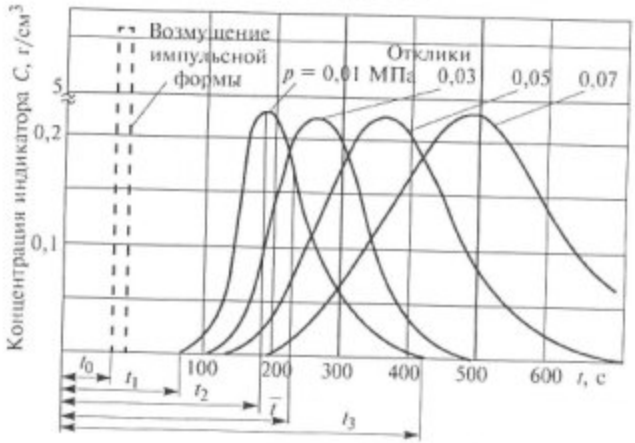


Рис. 2.68. Кривые распределения времен пребывания (РВП) в одношнековом экструдере

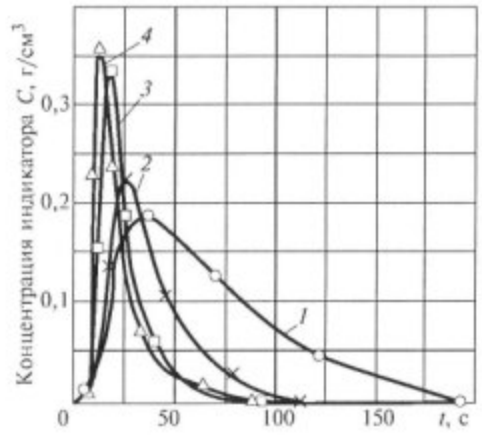


Рис. 2.69. Кривые отклика для различных частот вращения шнека *N*:

1 — 3,14 с$^{-1}$; *2* — 4,2; *3* — 4,73; *4* — 5,25 с$^{-1}$

Среднее время пребывания $\bar{t}$ определяется по формуле:

$$\bar{t} = V_a / Q_f, \qquad (2.329)$$

где Q_f — фактическая (действительная) производительность экструдера.

Кривые отклика, снятые для различных частот вращения шнека (рис. 2.69), показывают характерное увеличение разброса времен пребывания при увеличении частоты вращения шнека. Примерно такая же картина наблюдалась [59] при увеличении длины зоны перемешивания и росте давления в головке.

Для исключения масштабного фактора первичные экспериментальные кривые были обработаны в безразмерных координатах «относительная концентрация — относительное время». При этом относительная концентрация индикатора C определялась как

$$C = C_i / C_0,$$

где C_i — текущая концентрация индикатора на выходе из экструдера; C_0 — средняя начальная концентрация индикатора в смеси при условии равномерного распределения его по всему объему модельной жидкости, находящейся в зазоре между смесительным элементом и стенкой цилиндра.

В свою очередь,

$$\bar{C}_0 = G / V_a,$$

где G — масса вводимого индикатора.

Относительное время пребывания рассчитывается как

$$\theta = (t_i - t_1)/\bar{t},$$

где t_i — текущее время.

Полученные результаты показали, что длина зоны перемешивания L, частота вращения шнека N, давление в головке P оказывают влияние на поведение кривых распределения времен пребывания. С ростом каждого из этих параметров наблюдается увеличение дисперсии распределения времен пребывания, что предполагает возрастание интенсивности процесса смешения. Характер зависимостей $C = f(\theta)$ при различных длинах зоны перемешивания, частотах вращения шнека и давлениях в головке экструдера аналогичен и для других смесительных элементов.

Для определения интенсивности процесса смешения в одношнековом экструдере со смесительными элементами использовались кривые отклика, полученные при определении распределения времен пребывания. В качестве критерия интенсивности процесса смешения использовалась [65] размерная $\left(\sigma_t^2\right)$ и безразмерная (σ^2) дисперсии. Причем размерная дисперсия точнее характеризует интенсивность процесса смешения.

Безразмерная дисперсия позволяет определить критерий Пекле Pe, коэффициент продольного перемешивания D_L, аналогичный по своему смыслу массообменному коэффициенту диффузии [64].

Размерная дисперсия рассчитывается по формуле:

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum_{i=1}^{n}\left[\left(\bar{t} - t_i\right)^2 C_i\right]}{\sum_{i=1}^{n} C_i}, \qquad (2.330)$$

а безразмерная – по формуле:

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^{n}\left(t_i^2 C_i\right)/\sum_{i=1}^{n} C_i}{\left[\sum_{i=1}^{n}(t_i C_i)/\sum_{i=1}^{n} C_i\right]^2} - 1, \qquad (2.331)$$

где C_i — текущее значение концентрации; t_i — текущее значение времени.

Для однопараметрической диффузионной модели при условии, что перемешивание в одношнековом экструдере со смесительными элементами является промежуточным между процессами идеального смешения и идеального вытеснения при импульсном вводе индикатора, справедлива зависимость [59]:

$$\frac{\partial C_i}{\partial t_i} = -v\frac{\partial C_i}{\partial l} + D_L\frac{\partial^2 C_i}{\partial l^2}, \qquad (2.332)$$

где v — линейная скорость потока; l — текущая длина зоны перемешивания.

Исходя из граничных условий [64], можно получить формулу, связывающую безразмерную дисперсию σ^2 с критерием Пекле:

$$\sigma^2 = \frac{2}{\mathrm{Pe}^2}\left(\mathrm{Pe} - 1 + e^{-\mathrm{Pe}}\right). \qquad (2.333)$$

С достаточной точностью в диапазоне $\sigma^2 = 0{,}6 \div 0{,}9$ можно пользоваться квадратичным приближением зависимости, т. е.

$$\sigma^2 = 1 - \frac{\mathrm{Pe}}{3} + \frac{\mathrm{Pe}^2}{12}. \qquad (2.334)$$

Тогда критерий Пекле определится из формулы:

$$\mathrm{Pe} = 2 - \sqrt{4 - 12\left(1 - \sigma^2\right)}. \qquad (2.335)$$

Для значений безразмерной дисперсии $\sigma^2 > 0{,}9$ вполне допустимо использование линейной зависимости вида:

$$\sigma^2 = 1 - \frac{\mathrm{Pe}}{3}.$$

Отсюда критерий Пекле равен:

$$\mathrm{Pe} = 3 - 3\sigma^2.$$

Коэффициент продольного перемешивания D_L связан с критерием Пекле зависимостью [64]:

$$D_L = vL/\mathrm{Pe}, \qquad (2.336)$$

где v — линейная скорость потока в направлении перемещения модельной жидкости; L — длина зоны перемешивания.

Из уравнений (2.333) и (2.336) получим:

$$\frac{vL}{D_L} \approx \frac{2}{\sigma^2}. \qquad (2.337)$$

С учетом того, что

$$v = Q/F,$$

где Q — производительность экструдера, а F — площадь свободного сечения между смесительным элементом и внутренней поверхностью цилиндра экструдера,
уравнение (2.337) принимает вид:

$$\sigma^2 = \frac{2FD_L}{Q}\frac{1}{L}. \qquad (2.338)$$

Если построить зависимость $\sigma^2 = f(1/L)$, то комплекс $2FD_L/Q$ будет определен как тангенс угла α наклона зависимости $\sigma^2 = f(1/L)$

к оси абсцисс или (если зависимость криволинейна) — как тангенс угла наклона касательной к кривой при рассматриваемом значении обратной длины $1/L$. И в том, и другом случае коэффициент продольного перемешивания определяется из уравнения:

$$D_L = \frac{Q \operatorname{tg}\alpha}{2F}. \qquad (2.339)$$

Данная методика позволяет производить быстрое сравнение эффективности работы различных конструкций смесительных элементов с выявлением их оптимальных размеров и конфигураций. Эксперименты по исследованию интенсивности процессов смешения в одношнековом экструдере [59, 65] позволили оценить влияние длины зоны перемешивания L, частоты вращения шнека N и конструкции смесительных элементов на величину размерной дисперсии σ_t^2 распределения времен пребывания.

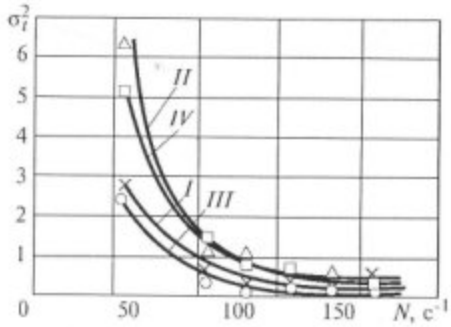


Рис. 2.70. Зависимость размерной дисперсии σ_t^2 от частоты вращения шнека. Цифры на кривых — номера смесительных элементов на рис. 2.67

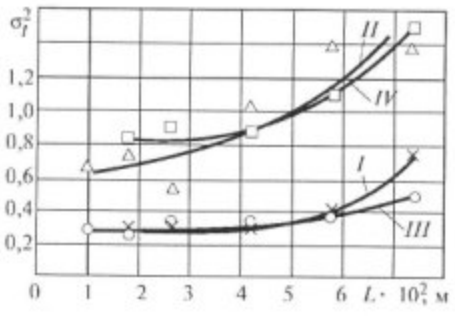


Рис. 2.71. Зависимость размерной дисперсии σ_t^2 от длины зоны перемешивания. Цифры на кривых — номера смесительных элементов на рис. 2.67

На рис. 2.70 представлены зависимости размерной дисперсии от частоты вращения шнека, а на рис. 2.71 — от длины зоны перемешивания. Зависимости приведены для всех указанных на рис. 2.67 смесительных элементов.

Из приведенных графиков видно, что с увеличением длины элементов наблюдается возрастание значений σ_t^2, причем наиболее интенсивный рост характерен для элемента *II*. Начиная с некоторой длины значения σ_t^2 для элементов *II* выше, чем для других, что может свидетельствовать о максимальной эффективности этого элемента по выбранному критерию. Близкие к нему значения σ_t^2 имеет элемент *IV*, причем для малых длин элементов его применение эффективнее, чем смесительного элемента *II*.

С ростом частоты вращения значения размерной дисперсии криволинейно убывают для всех смесительных элементов. При малых частотах вращения соотношение между абсолютными значениями σ_t^2 сохраняется — и здесь наибольшая интенсивность смешения наблюдается у смесительного элемента *II* и несколько меньшая — у элемента *IV*. Начиная с $N = 4$ с$^{-1}$ увеличение частоты вращения не вызывает заметных изменений размерной дисперсии.

Необходимо отметить, что данные эксперименты позволяют сравнить смесительные элементы и оценить влияние технологических параметров процесса на интенсивность смешения по выбранному критерию — дисперсии распределения времен пребывания — и не позволяют сделать вывод об абсолютном превосходстве какой-либо конструкции смесительных элементов или выбранного режима, так как не учитывают других важных характеристик экструдера, в частности его производительности.

Более полную информацию об эффективности применения тех или иных смесительных элементов можно получить, рассчитав коэффициент продольного перемешивания D_L. Для этого необходимо построить зависимость безразмерной дисперсии σ^2 от обратной длины зоны перемешивания $1/L$. Из рис. 2.72 можно заметить линейную зависимость приращения безразмерной дисперсии распределения времен пребывания σ^2 от $1/L$, что свидетельствует о постоянстве величины коэффициента продольного перемешивания D_L по длине элементов. Представленные величины отражают влияние конструкции смесительных элементов на эффективность процесса смешения.

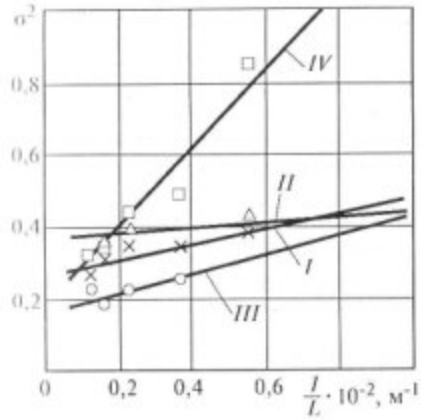


Рис. 2.72. Зависимость безразмерной дисперсии σ^2 от обратной длины $1/L$. Цифры на кривых — номера смесительных элементов на рис. 2.67

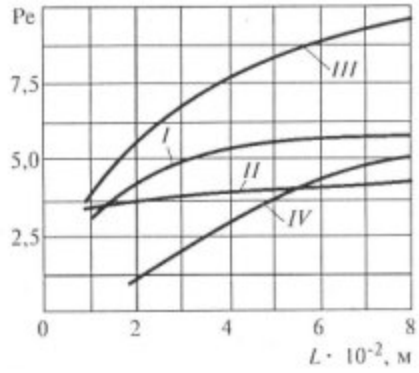


Рис. 2.73. Зависимость критерия Пекле Pe от длины зоны перемешивания L. Цифры на кривых — номера смесительных элементов на рис. 2.67

Данный график показывает, что наиболее эффективным является смесительный элемент *IV*, имеющий обратную винтовую нарезку. Смесительное воздействие этого элемента, оцениваемое величиной коэффициента продольного перемешивания, в 3—5 раз больше, чем других элементов.

Значение критерия Пекле Ре нелинейно возрастает с увеличением длины зоны перемешивания (рис. 2.73), причем для элементов *II* и *IV* оно меньше, чем для других элементов. Это хорошо согласуется с формулами (2.336) и (2.338).

2.12. ЛЕНТОЧНЫЕ ШНЕКОВЫЕ СМЕСИТЕЛИ

За последние годы все большее применение в легкой промышленности находят полиэфирные волокна, окрашенные в массе.

Крашение в массе является наиболее прогрессивным направлением в технологическом и экономическом отношении, поскольку позволяет получить волокна и нити в завершенном товарном виде непосредственно на предприятиях синтетических волокон, а также обеспечивает глубину окраски и повышенную устойчивость к мокрым обработкам, свету и трению. При крашении в массе синтетических волокон неравномерность распределения красителя не подчеркивается структурной или механической неоднородностью волокон и не зависит от типа красителей, как это имеет место при поверхностном крашении волокон.

Среди известных способов крашения в массе синтетических волокон наиболее перспективным является метод «инъекции» красящих композиций в расплав полимера непосредственно перед формованием волокна, обладающий следующими существенными преимуществами [66]:

— повышается качество окрашенного волокна;

— существует возможность крашения волокон расплавами красителей, полимерными концентратами красителей, концентратами красителей на основе инертных носителей (например, полиэтиленгликоля ПЭГ-115);

— малые габариты оборудования для крашения, что позволяет оснащать установками крашения существующие производства;

— отсутствие загрязнения сточных вод;

— уменьшение расхода красителей;

— легкость перехода с цвета на цвет;

— короткое время пребывания красящих композиций при высоких температурах, что позволяет значительно расширить цветовую гамму окрашенного волокна и применять менее термостойкие красители;

— низкая энергоемкость оборудования.

Основной стадией непрерывного процесса крашения в массе полиэфирных и других синтетических волокон является введение

и предварительное распределение красителя в расплаве полимера с последующим смешением. Целесообразность проведения процесса смешения волокнообразующих расплавов полимеров с красителями в шнековых машинах обоснована следующими технологическими требованиями:

— перемешивание высоковязких продуктов;

— получение необходимой степени распределения красителей в полимере за один проход через смеситель (при непрерывных процессах);

— минимальное время пребывания красителей в зоне высоких температур;

— достижение высоких напряжений сдвига;

— уменьшение неочищаемых застойных зон в смесителях (неперемешанных объемов).

Наиболее эффективной шнековой машиной для непрерывного процесса смешения расплавов полимеров с красителями является ленточный шнековый смеситель [67], представляющий собой пружину прямоугольного сечения, вращающуюся относительно неподвижных наружного корпуса и внутреннего сердечника.

В аппарате такого типа имеют место равномерный спектр времен пребывания элементов жидкости, большая величина деформации сдвига и высокая расходно-напорная характеристика по сравнению с обычными шнековыми машинами.

Однако высокая степень смешения в канале ленточного шнека зависит от точности дозирования исходных компонентов ввиду того, что отсутствует перемешивание по длине шнека.

При конструировании ленточных шнековых смесителей необходимо знать закономерности течения в них расплавов полимеров и иметь математические зависимости для определения поля скоростей, градиентов скоростей, времен пребывания, деформации сдвига и расходно-напорной характеристики.

Знание таких закономерностей позволяет избежать стадии физического моделирования.

Характерной особенностью процесса смешения расплавов полимеров с красителем является предварительное распределение исходных компонентов на входе в смеситель [68].

2.12.1. ПОЛЕ СКОРОСТЕЙ И НАПРЯЖЕНИЙ

В качестве реологического уравнения используем ньютоновский закон течения с постоянной вязкостью μ.

Схема ленточного шнекового смесителя и его плоская модель представлены на рис. 2.74.

Смеситель состоит из пружины прямоугольного сечения *1* (ленточный шнек), вращающейся с минимальными технологическими зазорами относительно неподвижных корпуса *2* и сердечника *3*.

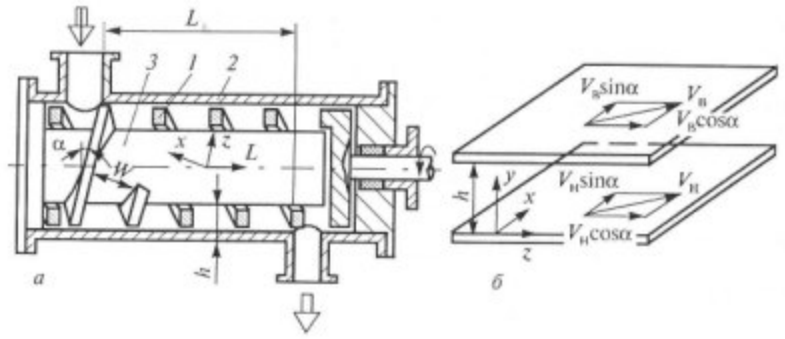


Рис. 2.74. Схема ленточного шнекового смесителя (*а*) и его плоская модель (*б*)

Ось z направим вдоль винтового канала, ось x — поперек его, а ось y — по глубине канала. Ширину нарезки обозначим через W, глубину ее — h, а угол подъема винтовой линии — α. Развернем поверхности ленточного шнека, корпуса и сердечника на плоскости и обратим движение, а течение в канале заменим течением между параллельными плоскостями, как показано на рис. 2.74, *б*.

Скорость верхней пластины обозначим $V_в$, а нижней $V_н$, причем, $V_в > V_н$. По осям z и x действуют положительные по знаку градиенты давления $\partial p/\partial z = A_z$ и $\partial p/\partial x = A_x$. Скорость жидкости в направлении осей z и x обозначим, соответственно, v_z и v_x.

При постановке задачи будем считать, что глубина канала h меньше его ширины W и много меньше радиуса ленточного шнека. Утечками через зазоры будем пренебрегать.

Граничные условия для канала ленточного шнека будут:

$$\begin{aligned} v_z &= V_{нz},\ v_x = V_{нx} \quad \text{при} \quad y = 0; \\ v_z &= V_{вz},\ v_x = V_{вx} \quad \text{при} \quad y = h, \end{aligned} \tag{2.340}$$

а решение чисто гидродинамической задачи течения вязкой жидкости в канале ленточного шнека имеет вид [70]:

$$Q_z = \left[\left(V_{нz} + V_{вz}\right)\frac{h}{2} - \frac{A_z h^3}{12\mu}\right]Wi; \tag{2.341}$$

$$A_{z(\max)} = \frac{6\mu}{h^2}\left(V_{нz} + V_{вz}\right); \tag{2.342}$$

$$v_z = V_{нz} + \left(V_{вz} - V_{нz}\right)\frac{y}{h} + \frac{A_z}{2\mu}\left(y^2 - hy\right); \tag{2.343}$$

$$v_x = V_{нx} + \left(V_{вx} - V_{нx}\right)\frac{y}{h} + \frac{3\left(V_{нx} + V_{вx}\right)}{h^2}\left(y^2 - hy\right); \tag{2.344}$$

$$v_L = v_z \sin\alpha - v_x \cos\alpha; \tag{2.345}$$

$$\dot{\gamma}_z = \frac{\partial v_z}{\partial y} = \frac{V_{вz} - V_{нz}}{h} + \frac{A_z}{2\mu}(2y - h); \tag{2.346}$$

$$\dot{\gamma}_x = \frac{\partial v_x}{\partial y} = \frac{V_{вx} - V_{нx}}{h} + \frac{3\left(V_{нx} + V_{вx}\right)}{h^2}(2y - h), \tag{2.347}$$

где Q_z — текущий расход жидкости; $A_{z\,(\max)}$ — максимальный градиент давления в направлении оси z; v_L — истинная скорость жидкости в проекции на ось винта L; i — число заходов ленточного шнека.

Существенное влияние на гидродинамику течения вязкой жидкости оказывает безразмерный параметр $\bar{e} = V_н/V_в$.

Рассмотрим зависимости (2.341)—(2.347) на конкретном примере ленточного шнекового смесителя, имеющего постоянные геометрические параметры: угол подъема винтовой линии $\alpha = 12°$; ширина канала $W = 0{,}065$ м; число заходов $i = 1$ и длина смесительной зоны $L = 0{,}34$ м. Вязкость перерабатываемого продукта составляет $\mu = 320$ Па · с.

Исследуем влияние скорости $V_в$ и глубины нарезки h на характеристики Q и A_z.

Как видно из рис. 2.75, с увеличением скорости $V_в$ (прямые *1*, *2* и *3*) Q и Δp возрастают. По мере увеличения глубины винтовой нарезки h (прямые *4*, *2* и *5*) расход Q возрастает, а градиент давления A_z (перепад давления Δp) снижается.

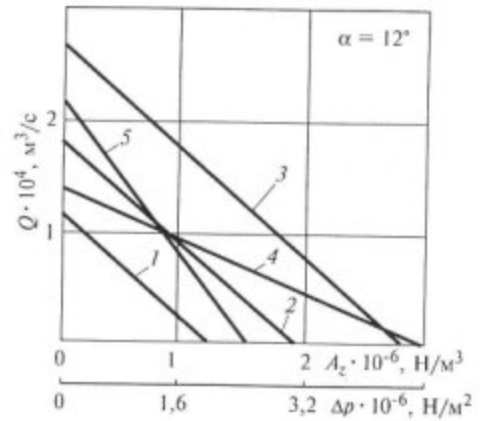


Рис. 2.75. Зависимость расхода Q от градиента давления A_z (перепада давления Δp) при различных значениях $V_в$ и h.

Значения $V_в$: *1* — 0,114 м/с; *2*, *4*, *5* — 0,182; *3* — 0,265 м/с; значения h: *1*, *2*, *3* — 0,0175 м; *4* — 0,015; *5* — 0,020 м

На рис. 2.76 в качестве примера представлено распределение скоростей жидкости v_z и v_x по глубине канала смесителя в зависимости от величины градиента давления A_z при $V_в = 0{,}114$ м/с, $\alpha = 12°$ и $\bar{e} = 0{,}75$. Из рисунка видно, что профиль скорости v_z сильно зависит от градиента давления A_z, а профиль скорости v_x (пунктирная кривая), как и следовало ожидать, не изменяется.

Профиль скорости жидкости по оси z (см. кривые *2—6*) вызывает предположение о возможности циркуляционного течения вдоль канала винта. Однако такое циркуляционное течение отсутствует, что хорошо видно из профиля скоростей в проекции на ось винта L (рис. 2.77), из которого видно, что при $Q = 0$ $(A_z = A_{z\,(max)})$ $v_L = 0$.

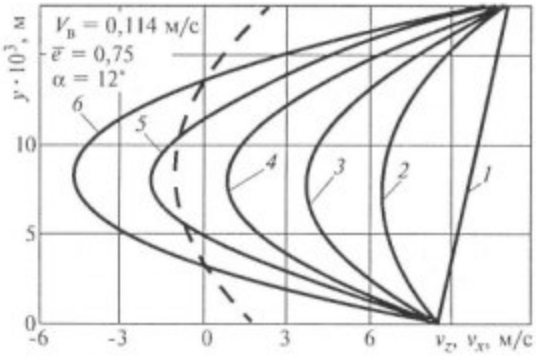


Рис. 2.76. Распределение по глубине канала ленточного смесителя скоростей v_z и v_x в зависимости от градиента давления A_z:

1 — $A_z = 0$; 2 — 0,2 $A_{z(max)}$; 3 — 0,4 $A_{z(max)}$; 4 — 0,6 $A_{z(max)}$; 5 — 0,8 $A_{z(max)}$; 6 — $A_{z(max)}$

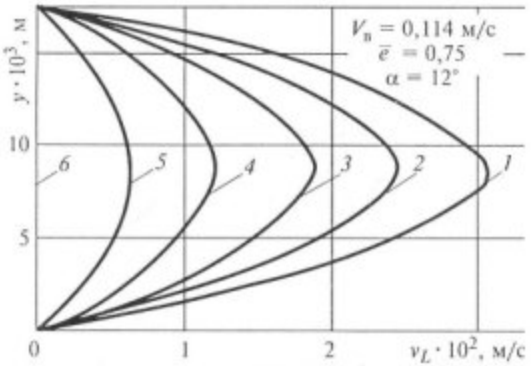


Рис. 2.77. Распределение по глубине канала скорости жидкости v_L в зависимости от градиента давления A_z:

1 — $A_z = 0$; 2 — 0,2 $A_{z(max)}$; 3 — 0,4 $A_{z(max)}$; 4 — 0,6 $A_{z(max)}$; 5 — 0,8 $A_{z(max)}$; 6 — $A_{z(max)}$

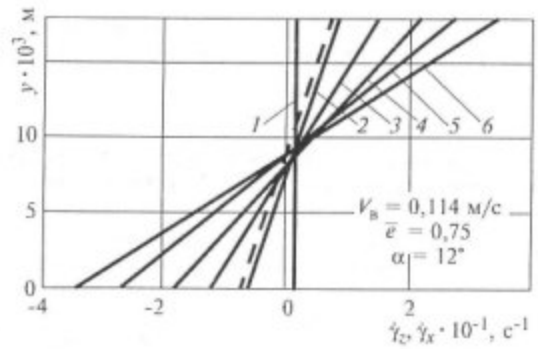


Рис. 2.78. Распределение по глубине канала простой геометрии скоростей сдвига $\dot{\gamma}_z$ и $\dot{\gamma}_x$ в зависимости от градиента давления A_z:

1 — $A_z = 0$; 2 — 0,2 $A_{z(max)}$; 3 — 0,4 $A_{z(max)}$; 4 — 0,6 $A_{z(max)}$; 5 — 0,8 $A_{z(max)}$; 6 — $A_{z(max)}$

При тех же геометрических параметрах ленточного смесителя рассмотрим распределение скоростей сдвига $\dot{\gamma}_z$ и $\dot{\gamma}_x$ по глубине канала в зависимости от градиента давления A_z (рис. 2.78). Скорость сдвига в направлении оси x (пунктирная прямая) не зависит от градиента давления A_z. Скорость сдвига в направлении оси z с увеличением градиента давления A_z увеличивается и достигает своего наибольшего значения при $A_z = A_{z\,(max)}$, причем координата y_{oz}, при которой происходит смена знака, не постоянна. Следует отметить, что в режиме полностью открытого выхода ($A_z = 0$, прямая *1*) скорость сдвига $\dot{\gamma}_z \neq 0$.

Координаты y_{oz} и y_{ox} можно определить из выражений (2.346) и (2.347), приравняв их к нулю, тогда, соответственно, получим:

$$y_{oz} = \frac{h}{2} - \frac{\mu(V_{вх} - V_{нх})}{A_x h}, \qquad (2.348)$$

$$y_{ox} = \frac{h}{2}\left[1 - \frac{V_{вх} - V_{нх}}{3(V_{нх} + V_{вх})}\right]. \qquad (2.349)$$

Как уже отмечалось, для процесса смешения первостепенное значение имеет величина скорости сдвига.

На рис. 2.79 представлена схема итогового движения элементов жидкости в канале ленточного шнекового смесителя,



Рис. 2.79. Схема итогового движения элементов жидкости в канале ленточного шнекового смесителя

что свидетельствует о сложности траектории течения, отличной от траектории течения элементов жидкости в канале обычного шнекового смесителя.

2.12.2. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ВРЕМЕН ПРЕБЫВАНИЯ И ДЕФОРМАЦИЙ ЭЛЕМЕНТОВ ЖИДКОСТИ

Определить величину полной деформации, накопленной элементами жидкости, можно методом усреднения деформаций вдоль траектории движения. Профиль скоростей элементов жидкости в поперечном к оси канала направлении (ось x) дает наглядную картину распределения времен пребывания в зависимости от первоначальной ориентации их на входе в смеситель. Исходя из картины распределения времен пребывания элементов жидкости, можно сделать вывод о равномерности деформирования материала.

Из рис. 2.80 видно, что жидкость совершает сложное циркуляционное течение, причем следует выделить в канале две части: верхнюю и нижнюю, в которых имеют место два циркуляционных контура, способствующих активной гомогенизации и выравниванию спектра деформаций сдвига, а также температурного поля.

В верхней и нижней частях канала ленточного шнека имеются элементы жидкости с координатами $y_{2к}$ и $y_{1к}$, не участвующие в движении, поскольку их скорости в направлении оси x равны нулю. Определить $y_{2к}$ и $y_{1к}$ можно из уравнения (2.344), приняв $v_x = 0$:

$$y_{1к}, y_{2к} = \frac{h\left[\left(V_{вх}+2V_{нх}\right) \pm \left(V_{нх}^2 + V_{нх}V_{вх} + V_{вх}^2\right)^{0,5}\right]}{3\left(V_{нх}+V_{вх}\right)}. \qquad (2.350)$$



Рис. 2.80. Профиль скоростей жидкости v_x в поперечном направлении канала

Границу раздела верхнего и нижнего циркуляционных контуров ($y = y_0$) найдем из условия:

$$\int_0^{y_{1к}} v_x dy + \int_{y_{1к}}^{y_0'} v_x dy = 0. \qquad (2.351)$$

Подставив в уравнение (2.351) значение v_x из (2.344) и проинтегрировав его, получим:

$$y_0' = \frac{hV_{нх}}{V_{вх}+V_{нх}}. \qquad (2.352)$$

Рассмотрим отдельно нижний и верхний циркуляционные контуры. В нижнем циркуляционном контуре один и тот же элемент жидкости, имеющий координату $y = y_{1н}$, переместившись в верхнее положение потока, будет иметь координату $y = y_{1в}$. Поскольку элемент жидкости в направлении оси x имеет скорость v_x, то значения $y_{1н}$ и $y_{1в}$ будут связаны между собой следующим соотношением [4]:

$$\int_0^{y_{1н}} v_x dy + \int_{y_{1в}}^{y_0'} v_x dy = 0. \qquad (2.353)$$

В результате интегрирования (2.353), с учетом выражений (2.344) и (2.352), получим:

$$\frac{V_{нх}+V_{вх}}{h^2}\left(z_{1в}^3 - z_{1н}^3\right) - \frac{2V_{нх}+V_{вх}}{h}\left(z_{1в}^2 - z_{1н}^2\right) + V_{нх}(z_{1в} - z_{1н}) = 0, \qquad (2.354)$$

откуда следует, что координата $z_{1в}$ является однозначной функцией $z_{1н}$.

Зависимость координаты $z_в$ от $z_н$ для ленточного шнека при $V_в = 0{,}114$ м/с, $\alpha = 12°$ и $\bar{e} = 0{,}75$ представлена на рис. 2.81. Нижнему циркуляционному контуру соответствует кривая, расположенная в левом нижнем углу, а верхнему — кривая, расположенная в верхнем правом углу. Координата $y_в$ стремится к величине y_0, при которой смыкаются циркуляционные потоки, и становится равной ей при $y_н = 0$. Значение координат $y_{1к}$ и $y_{2к}$, в которых скорость жидкости $v = 0$, определяется точкой пересечения прямой линии, выходящей из начала координат, с кривыми $y_в = f(y_н)$.

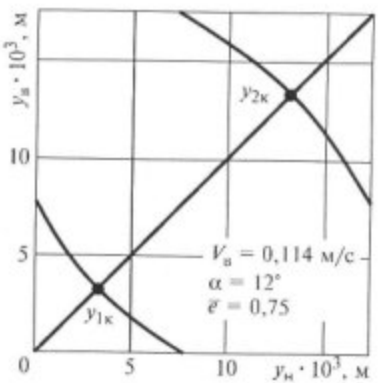


Рис. 2.81. Зависимость координаты $y_в$ от $y_н$

Если в нижней части канала циркуляционные составляющие скорости элементов жидкости

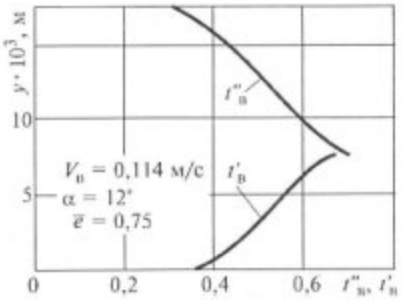


Рис. 2.82. Распределение по глубине верхней и нижней частей канала относительного времени пребывания $t_в$

$v_x(y_{1н})$ и $v_x(y_{1в})$ соответствуют нижнему и верхнему положениям, то относительное время пребывания элементов жидкости в верхнем положении нижней части канала $t'_в$ с учетом (2.344), определим по выражению [4]:

$$t'_в = \frac{v_x(y_{1н})}{v_x(y_{1н}) - v_x(y_{1в})} = \frac{1}{1 - v_x(y_{1в})/v_x(y_{1н})} =$$

$$= 1 - \frac{V_{нх}\left(h^2 - 3y_{1в}^2 - 4hy_{1в}\right) + V_{вх}\left(3y_{1в}^2 - 2hy_{1в}\right)}{V_{нх}\left(h - 3y_{1н}^2 - 4hy_{1н}\right) + V_{вх}\left(3y_{1н}^2 - 2hy_{1н}\right)}. \qquad (2.355)$$

На рис. 2.82 представлена картина распределения по глубине нижней и верхней частей канала ленточного шнекового смесителя относительного времени пребывания $t_в$. Как видно из рисунка, относительное время пребывания в нижней части канала $t'_в$ меньше, чем в верхней части канала $t''_в$. Элементы жидкости, координаты которых $y = y_{1к}$ и $y = y_{2к}$, имеют одинаковое относительное время пребывания $t_в$.

Зная $t'_в$, можно определить и истинное время пребывания элементов жидкости t_1 для нижней части канала в зависимости от их первоначальной ориентации [4]:

$$t_1 = L/\bar{v}_{L1}, \qquad (2.356)$$

где L — длина ленточного шнека; $\bar{v}_L$ — проекция средней скорости элементов жидкости на ось винта L, которую можно рассчитать по выражению:

$$\bar{v}_{L1} = v_{L(y_{1н})}(1 - t'_в) + v_{L(y_{1в})}t'_в. \qquad (2.357)$$

Подставив в выражение (2.357) значения скоростей (2.343)—(2.345), получим:

$$\bar{v}_{L1} = V_{нz}\sin\alpha - V_{нх}\cos\alpha + (y_{1н} - y_{1н}t'_в + z_{1в}t'_в)\times$$
$$\times\left[\frac{(V_{вz} - V_{нz})\sin\alpha}{h} - \frac{(V_{вх} - V_{нх})\cos\alpha}{h}\right] +$$
$$+\left[\left(y_{1н}^2 - hy_{1н}\right)(1 - t'_в) + \left(y_{1в}^2 - hy_{1в}\right)t'_в\right]\left[\frac{A_z\sin\alpha}{2\mu} - \frac{3(V_{нх} + V_{вх})\cos\alpha}{h^2}\right], \qquad (2.358)$$

где $t'_в$ определяется по выражению (2.355).

Распределение средней скорости элементов жидкости $\bar{v}_L$ в зависимости от первоначальной ориентации их на входе в канал при различных значениях A_z показано на рис. 2.83. С увеличением градиента давления A_z средняя скорость уменьшается. Как видно из рисунка, при $y = y'_0(0{,}445h)$ кривые имеют разрыв ввиду неопределенности координат элементов жидкости, которые, дойдя до ребра шнека, могут подняться в верхнюю часть канала или опуститься в нижнюю. Следует отметить, что скорость $\bar{v}_L$ в верхнем циркуляционном потоке больше, чем в нижнем. Скорость достигает максимального значения при $A_z = 0 (Q_z = Q_{z(max)})$, а при $A_z = A_{z(max)}$ $(Q_z = 0)$ (прямая линия *6*) — обращается в ноль.

Подставляя выражение (2.358) в (2.357), окончательно получим формулу для определения зависимости времен пребывания элементов жидкости от первоначальной ориентации их на входе в канал ленточного шнекового смесителя для нижнего циркуляционного потока:

$$t_1 = \frac{L}{\sin\alpha}\frac{2h(2V_{нх} + V_{вх})(y_{1в} - y_{1н}) + 3(V_{нх} + V_{вх})(y_{1н} - y_{1в})}{A}, \qquad (2.359)$$

где

$$A = (y_{1в} - y_{1н})\frac{V_{вz}V_{нх} - V_{нz}V_{вх}}{h} + \left(y_{1в} - hy_{1в} - y_{1н}^2 + hy_{1н}\right)\times$$
$$\times\left[\frac{A_zV_{нх}}{2\mu} - \frac{3(V_{нх} + V_{вх})V_{нz}}{h^2}\right] + y_{1н}y_{1в}(y_{1в} - y_{1н}) +$$
$$+\left[\frac{A_z(V_{вх} - V_{нх})}{2h\mu} - \frac{3(V_{нх} + V_{вх})(V_{вz} - V_{нz})}{h^2}\right].$$

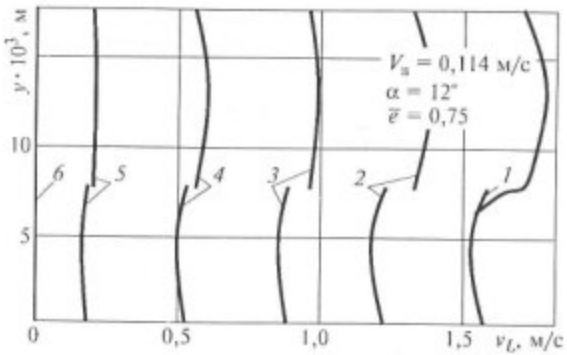


Рис. 2.83. Распределение по глубине канала средней скорости элементов жидкости $\bar{v}_L$ в зависимости от их первоначального положения на выходе и значения градиента давления A_z:

1 — 0,1 $A_{z(max)}$; *2* — 0,3 $A_{z(max)}$; *3* — 0,5 $A_{z(max)}$; *4* — 0,7 $A_{z(max)}$; *5* — 0,9 $A_{z(max)}$; *6* — $A_{z(max)}$

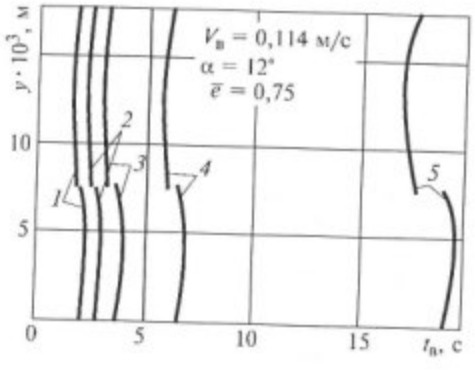


Рис. 2.84. Распределение по глубине канала времени пребывания $t_в$ в зависимости от первоначальной ориентации элементов жидкости и значения A_z:

1 — 0,1 $A_{z(max)}$; 2 — 0,3 $A_{z(max)}$; 3 — 0,5 $A_{z(max)}$; 4 — 0,7 $A_{z(max)}$; 5 — 0,9 $A_{z(max)}$

Выражение для верхнего циркуляционного потока имеет аналогичную структуру, однако в нем необходимо заменить значения $y_{1н}$ и $y_{1в}$ на $y_{2н}$ и $y_{1в}$.

Распределение времен пребывания элементов жидкости t в зависимости от их первоначальной ориентации на входе в канал смесителя при различных значениях градиента давления A_z показано на рис. 2.84. С увеличением градиента давления A_z время пребывания элементов жидкости возрастает и становится более неравномерным. Наибольшее время пребывания имеют элементы жидкости с координатой на входе в канал $y_{1к}$ (0,188h). Наименьшее время пребывания в смесителе будут иметь элементы жидкости, получившие на входе координату $y_{2к}$ (0,765h). Время пребывания элементов жидкости в верхней части канала меньше, чем в нижней.

Величина полной накопленной деформации сдвига элемента жидкости, усредненная по траектории движения для нижнего циркуляционного контура, определяется выражением:

$$\gamma_1 = t_1\left(\bar{\dot{\gamma}}_{z1}^2 + \bar{\dot{\gamma}}_{x1}^2\right)^{0,5}, \qquad (2.360)$$

где $\bar{\dot{\gamma}}_{z1}, \bar{\dot{\gamma}}_{x1}$ — усредненные скорости сдвига элементов жидкости вдоль осей z и x нижнего циркуляционного потока, которые определены следующим образом [4]:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{z1} = \left|\frac{\partial v_z}{\partial y}\right|\left(1 - t'_в\right) + \left|\frac{\partial v_z}{\partial y}\right| t'_в;$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_{x1} = \left|\frac{\partial v_x}{\partial y}\right|\left(1 - t'_в\right) + \left|\frac{\partial v_x}{\partial y}\right| t'_в. \qquad (2.361)$$

Подставляя в уравнения (2.361) выражения (2.346), (2.347) и (2.359), окончательно получим:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{z1} = \frac{A_z}{2\mu}\left(h - 2y_{1н} - 2y_{1в}t'_в + 2y_{1н}t'_в\right) - \frac{V_{вz} - V_{нz}}{h};$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_{x1} = \frac{3\left(V_{нx} - V_{вx}\right)}{h^2}\left(h - 2y_{1н} - 2y_{1в}t'_в + 2y_{1н}t'_в\right) - \frac{V_{вx} - V_{нz}}{h}. \qquad (2.362)$$

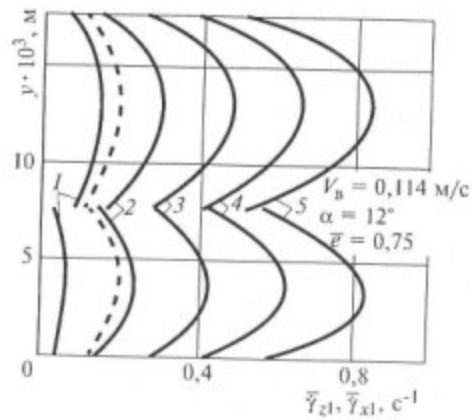


Рис. 2.85. Распределение по глубине канала усредненных скоростей сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_{z1}, \bar{\dot{\gamma}}_{x1}$ в зависимости от первоначальной ориентации элементов жидкости и значения A_z:

1 — 0,1 $A_{z(max)}$; 2 — 0,3 $A_{z(max)}$; 3 — 0,5 $A_{z(max)}$; 4 — 0,7 $A_{z(max)}$; 5 — 0,9 $A_{z(max)}$

На рис. 2.85 представлено распределение по глубине канала усредненных скоростей сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_z$ и $\bar{\dot{\gamma}}_x$, в зависимости от первоначальной ориентации на входе в канал ленточного смесителя и градиента давления A_z. Из рисунка видно, что по глубине канала скорости сдвига распределены неравномерно. Пунктирными кривыми показана скорость сдвига элементов жидкости в направлении оси y. Наименьшей скоростью сдвига обладают элементы, получившие на входе в канал координаты $y = h$, $y = 0$ и $y = C_0$, а наибольшей скоростью сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_z$ — элементы жидкости, имеющие координаты $y = y_{1к}$ и $y = y_{2к}$.

Подставляя значения $\bar{\dot{\gamma}}_{z1}$, $\bar{\dot{\gamma}}_{x1}$ из выражений (2.362) в уравнение (2.360), найдем величину деформации сдвига g, накопленную элементами жидкости по траектории движения в нижней части канала.

Распределение деформации сдвига γ, усредненной по траектории движения в зависимости от градиента давления A_z, представлено на рис. 2.86.

С увеличением градиента давления A_z деформация сдвига

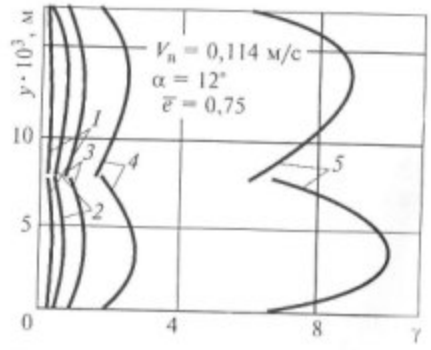


Рис. 2.86. Распределение по глубине канала деформации сдвига элементов жидкости в зависимости от первоначальной ориентации и значения A_z:

1 — 0,1 $A_{z(max)}$; 2 — 0,3 $A_{z(max)}$; 3 — 0,5 $A_{z(max)}$; 4 — 0,7 $A_{z(max)}$; 5 — 0,9 $A_{z(max)}$

элементов жидкости возрастает и, как следовало ожидать, в нижней части канала выше, чем в верхней, за счет больших времен пребывания.

Наибольшей деформации сдвига подвержены элементы жидкости, имеющие на входе в канал смесителя координаты $y_{1к}$ и $y_{2к}$. При небольших значениях градиента давления A_z $(0{,}5A_{z(\max)})$ деформация жидкости носит более равномерный характер.

Картины распределения времен пребывания и деформаций сдвига элементов жидкости в зависимости от первоначальной ориентации их на входе наглядно показывают степень равномерности деформационного поля материала, однако при инженерных расчетах такой метод представляет определенную сложность.

2.12.3. ИНТЕГРАЛЬНАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СМЕШЕНИЯ

Для инженерных расчетов удобно определить полную деформацию сдвига материала методом усреднения по глубине канала ленточного шнекового смесителя, что позволяет найти связь гидродинамики процесса смешения с геометрическими и технологическими параметрами.

Средние интегральные значения скоростей сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_z$ и $\bar{\dot{\gamma}}_x$ определим так [4]:

$$\bar{\dot{\gamma}}_x = \frac{1}{h}\left(\left|\int_0^{y_{ox}} \frac{\partial v_x}{\partial y}\,dz\right| + \int_{y_{ox}}^{h} \frac{\partial v_x}{\partial y}\,dy\right); \tag{2.363}$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_z = \frac{1}{h}\left(\left|\int_0^{z_{ox}} \frac{\partial v_z}{\partial y}\,dy\right| + \int_{y_{oz}}^{h} \frac{\partial v_z}{\partial z}\,dz\right) \text{ при } y_{oz} > 0,\ \frac{A_z}{A_{z(\max)}} > \frac{V_{вz} - V_{нz}}{3(V_{вz} + V_{нz})};$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_z = \frac{1}{h}\left(\int_0^{h} \frac{\partial v_z}{\partial y}\,dy\right) \text{ при } y_{oz} \le 0,\ \frac{A_z}{A_{z(\max)}} \le \frac{V_{вz} - V_{нz}}{3(V_{вz} + V_{нz})}. \tag{2.364}$$

В результате подстановки (2.343) и (2.344) в уравнения (2.362) и (2.363), после интегрирования полученного выражения окончательно имеем:

$$\bar{\dot{\gamma}}_x = \frac{5V_{вx}^2 + 8V_{нx}V_{вx} + 5V_{нx}^2}{3h(V_{вx} + V_{нx})}; \tag{2.365}$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_z = \frac{2\mu(V_{вz} - V_{нz})^2}{A_z h^3} + \frac{A_z h}{2\mu} - \frac{(V_{вz} - V_{нz})}{h} \text{ при } \frac{A_z}{A_{z(\max)}} > \frac{V_{вz} - V_{нz}}{3(V_{вz} + V_{нz})};$$

$$\bar{\dot{\gamma}}_z = \frac{V_{вz} - V_{нz}}{h} \text{ при } \frac{A_z}{A_{z(\max)}} \le \frac{V_{вz} - V_{нz}}{3(V_{вz} + V_{нz})}. \tag{2.366}$$

Критическое значение градиента давления A'_z, при котором происходит изменение скорости сдвига в направлении оси z, определим так:

$$A'_z = 2\mu(V_{вz} - V_{нz})/h^2. \tag{2.367}$$

На рис. 2.87 представлена зависимость средних скоростей сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_z$ и $\bar{\dot{\gamma}}_x$ от градиента давления A_z и глубины винтовой нарезки h. Как видно из рисунка, $\bar{\dot{\gamma}}_x$ не зависит от A_z, в то время как $\bar{\dot{\gamma}}_z$ по мере уменьшения градиента давления A_z уменьшается и, дойдя до критического значения градиента давления A'_z, остается постоянной.

Среднее время пребывания жидкости $\bar{t}$ в канале ленточного шнекового смесителя можно определить по средней скорости течения $\bar{v}_L$ в проекции на ось винта L:

$$\bar{t} = L/\bar{v}_L. \tag{2.368}$$

Уравнение, описывающее распределение скорости течения жидкости вдоль оси винта, имеет вид:

$$\bar{v}_L = \int_0^h (v_z \sin\alpha - v_x \cos\alpha)\,dy. \tag{2.369}$$

После подстановки (2.343) и (2.344) в (2.368) и интегрирования полученного выражения по глубине канала будем иметь:

$$\bar{v}_L = \frac{1}{2}\left[(V_{нz} + V_{вz}) - \frac{A_z h^2}{6\mu}\right]\sin\alpha. \tag{2.370}$$

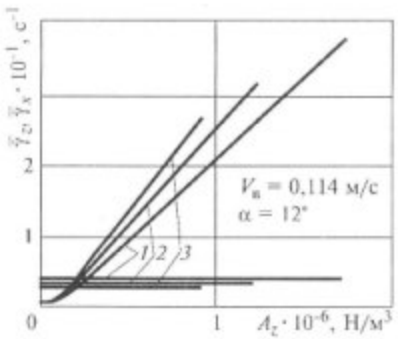


Рис. 2.87. Зависимость средних скоростей сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_z$ и $\bar{\dot{\gamma}}_x$ от градиента давления A_z и глубины винтовой нарезки h:

1 — h = 0,015 м; *2* — h = 0,0175 м; *3* — h = =0,020 м

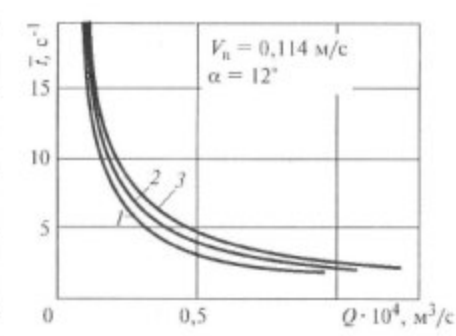


Рис. 2.88. Зависимость среднего времени пребывания жидкости $\bar{t}$ от расхода Q и глубины винтовой нарезки h:

1 — h = 0,015 м; *2* — h = 0,0175 м; *3* — h = 0,020 м

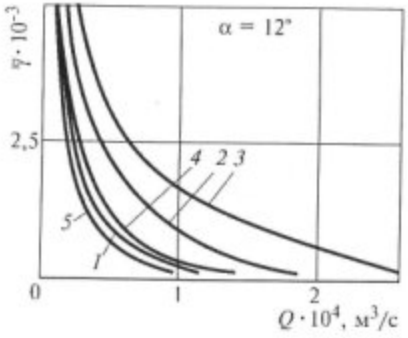


Рис. 2.89. Зависимость усредненной деформации сдвига $\bar{\gamma}$ от расхода Q, глубины нарезки h и скорости $V_в$:

1, 2, 3 — h = 0,0175 м; *4* — h = 0,015; *5* — h = 0,020; *1, 4, 5* — $V_в$ = 0,114 м/с; *2* — $V_в$ = 0,182 м/с; *3* — $V_в$ = 0,226 м/с

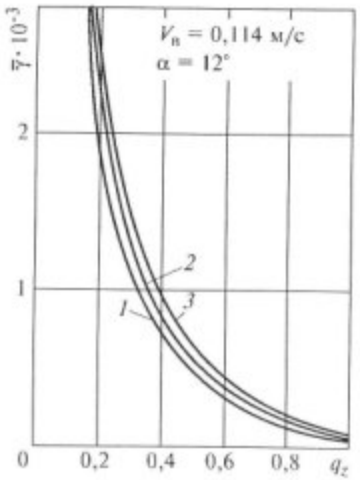


Рис. 2.90. Зависимость усредненной деформации сдвига $\bar{\gamma}$ от безразмерного расхода q_z и глубины нарезки h:

1 — h = 0,020 м; *2* — h = 0,0175; *3* — h = = 0,015 м

Подставляя выражение (2.369) в (2.367), окончательно получим:

$$\bar{t} = \frac{2L}{\left[\left(V_{нz}+V_{вz}\right)-\dfrac{A_z h^2}{6\mu}\right]\sin\alpha}. \qquad (2.371)$$

На рис. 2.88 показана зависимость среднего времени пребывания жидкости $\bar{t}$ в ленточном шнековом смесителе от расхода Q_z и глубины винтовой нарезки h.

Как видно из рис. 2.88, с увеличением глубины нарезки винтовой линии h (кривые *1*, *2* и *3*) время пребывания элементов жидкости в смесителе увеличивается.

Деформация сдвига $\bar{\gamma}$, усредненная по глубине канала ленточного шнека, равна:

$$\bar{\gamma} = \frac{2L}{h\left[\left(V_{нz}+V_{вz}\right)-\dfrac{A_z h^2}{6\mu}\right]\sin\alpha}\left\{\left[\frac{2\mu\left(V_{вz}-V_{нz}\right)^2}{A_z h^2}+\frac{A_z h^2}{2\mu}\left(V_{вz}-V_{нz}\right)\right]^2+\right.$$

$$\left.+\left[\frac{5V_{вх}^2+8V_{нх}V_{вх}+5V_{нх}^2}{3\left(V_{вх}+V_{нх}\right)}\right]^2\right\}^{0,5} \quad \text{при} \quad \frac{A_z}{A_{z(\max)}} > \frac{V_{вz}-V_{нz}}{3\left(V_{вz}+V_{нz}\right)}; \qquad (2.372)$$

$$\bar{\gamma} = \frac{2L}{h\left[\left(V_{нz}+V_{вz}\right)-\dfrac{A_z h^2}{6\mu}\right]\sin\alpha}\left\{\left(V_{вz}-V_{нz}\right)^2+\left[\frac{5V_{вх}^2+8V_{нх}V_{вх}+5V_{нх}^2}{3\left(V_{вх}+V_{нх}\right)}\right]^2\right\}^{0,5}$$

$$\text{при} \quad \frac{A_z}{A_{z(\max)}} \le \frac{V_{вz}-V_{нz}}{3\left(V_{вz}+V_{нz}\right)}.$$

Зависимость усредненной деформации сдвига $\bar{\gamma}$ от расхода Q, глубины нарезки h и скорости $V_в$ представлена на рис. 2.89. Из рисунка следует, что с уменьшением расхода Q величина деформации сдвига $\bar{\gamma}$ значительно возрастает — тем сильнее, чем больше значение скорости $V_в$ (кривые *1*, *2* и *3*). С увеличением глубины нарезки h (кривые *4*, *1* и *5*) величина деформации сдвига падает.

Зависимости, представленные на рис. 2.89, удобно сравнить при безразмерном расходе q_z, определяемом как отношение текущего расхода к максимальному:

$$q_z = Q/Q_{z(\max)}.$$

Из рис. 2.90 видно, что с уменьшением глубины нарезки h усредненная деформация сдвига $\bar{\gamma}$ возрастает. Интересно отметить, что рис. 2.90 показывает оптимальный режим переработки материалов; так, при уменьшении безразмерного расхода q_z начиная со значения 0,4 наблюдается интенсивный рост величины усредненной деформации сдвига.

Проведенный анализ показывает, что распределение времен пребывания элементов вязкой жидкости в ленточном шнековом смесителе по сравнению с обычным шнеком [10] является более равномерным. Величина $V_н/V_в = R_н/R_в = \bar{e}$ оказывает сильное влияние на распределение времен пребывания. С увеличением $\bar{e}$ времена пребывания выравниваются, а при $\bar{e} = 1\left(V_в = V_н = V_0\right)$ становятся постоянными, т. е. не зависящими от первоначальной ориентации элементов на входе в канал, угла подъема винтовой линии α и градиента давления A_z. Величина полной деформации $\bar{\gamma}$, накопленной элементами жидкости по траектории движения, носит неравномерный характер.

Глава 3

ДВУХШНЕКОВЫЕ ЭКСТРУДЕРЫ

3.1. КОНСТРУКЦИЯ И ПРИНЦИП РАБОТЫ ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

В середине 30-х годов XX века появляется новый тип экструдера для переработки пластмасс — многошнековый, в конструкцию которого был заложен принципиально иной механизм продвижения перерабатываемого материала, чем в одношнековом, — принудительный. Несомненными преимуществами многошнековых экструдеров, наиболее распространенные из которых — двухшнековые, являются хороший захват исходного материала в зоне питания (загрузки) независимо от его агрегатного состояния и формы частиц материала, принудительное продвижение материала к формующему инструменту и взаимная самоочистка шнеков.

Основными элементами двухшнековых экструдеров (рис. 3.1) являются два шнека *2*, вращающиеся навстречу друг другу (или в одну и ту же сторону) в цилиндре *1*. Перерабатываемый материал загружается в экструдер через загрузочное окно *6* (материальный бункер не показан), и с помощью шнеков *2* разогретый электронагревателями *3* расплав полимера выдавливается через формующий инструмент *4*. Температурный режим переработки контролируется термопарами *5*. Привод шнека состоит из электродвигателя *9* и редуктора *8*, а возникающее распорное усилие воспринимается подшипниковым узлом *7*, состоящим из последовательно расположенных двумя рядами упорных и радиальных подшипников качения.

Большие осевые усилия, развиваемые двухшнековыми экструдерами, воспринимаются упорными подшипниками, диаметральные размеры которых ограничиваются межосевым расстоянием между шнеками.

Упорные подшипники, смонтированные на двухшнековых машинах в пределах межосевых расстояний, могут иметь пониженную долговечность по сравнению с одношнековыми экструдерами. Поэтому для двухшнековых экструдеров разрабатываются специальные конструкции упорных подшипников. В этих экструдерах точно так же, как и в одношнековых, применяются консольно закрепленные шнеки.

На рис. 3.2 представлены различные варианты конструктивного исполнения опорных узлов двухшнековых экструдеров.

На рис. 3.2, *а* представлена конструкция подшипникового узла двухшнекового экструдера с одним укороченным шнеком.

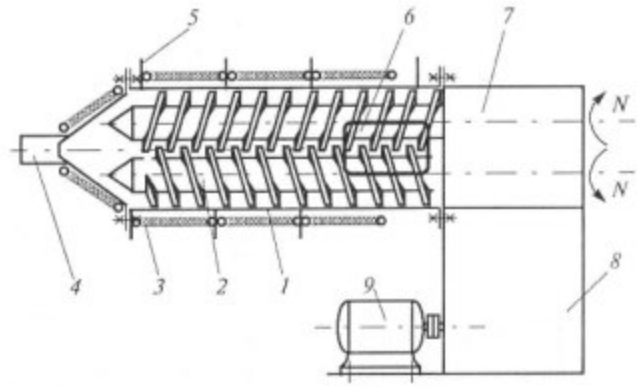


Рис. 3.1. Конструктивная схема двухшнекового экструдера

Шнеки *1* (укороченный) и *2* (удлиненный) соединяются с приводными валами *7* и *13* шлицевыми втулочными муфтами *3* и *15*. Осевые усилия со шнеков передаются на приводные валы через закаленные сферические упоры *16*, установленные с торцов шнеков и приводных валов. Приводные валы *7* и *13* выполнены двухопорными. Опоры валов смещены одна относительно другой вдоль осевой линии с целью установки подшипников возможно большего диаметра.

Радиальными опорами вала *7* являются два роликоподшипника *6* и конический роликоподшипник *8*, а вала *13* — роликоподшипник *14* и конический роликоподшипник *12*. Осевые нагрузки, передаваемые шнеками на валы, воспринимаются, соответственно, упорным подшипником *9* с коническими роликами и упорным роликоподшипником *11*. Подшипники смонтированы в разъемном корпусе *5*, а задняя опора вала *7* — в приставном корпусе *10*, что обеспечивает возможность применения крупногабаритных подшипников, так как осевые усилия, развиваемые рабочим шнеком *2*, значительно превосходят осевые усилия, развиваемые укороченным шнеком *1*.

Установка конического роликоподшипника *8* совместно с упорным подшипником *9* на промежуточной втулке обеспечивает жесткое закрепление вала и, соответственно, шнека в осевом направлении. Защита подшипников от воздействия окружающей среды обеспечивается манжетами *4*, установленными на выходных концах валов. Вращение удлиненного шнека *2* и вала *7* осуществляется через зубчатую муфту (на рис. 3.2, *а* не показана), установленную на правом шлицевом конце этого вала, от редуктора, а вращение укороченного шнека *1* — при помощи зубчатых колес, изготовленных за одно целое с валами *7* и *13*.

На рис. 3.2, *б* показан подшипниковый узел несколько иной конструкции. Шнеки (на рис. 3.2, *б* не показаны) вращаются в разные стороны, при бесступенчатом регулировании частоты их вращения, с помощью электродвигателя постоянного тока. Передние опоры приводных валов шнеков *3* и *7* смонтированы друг против друга и состоят из двух игольчатых подшипников *2* в каж-

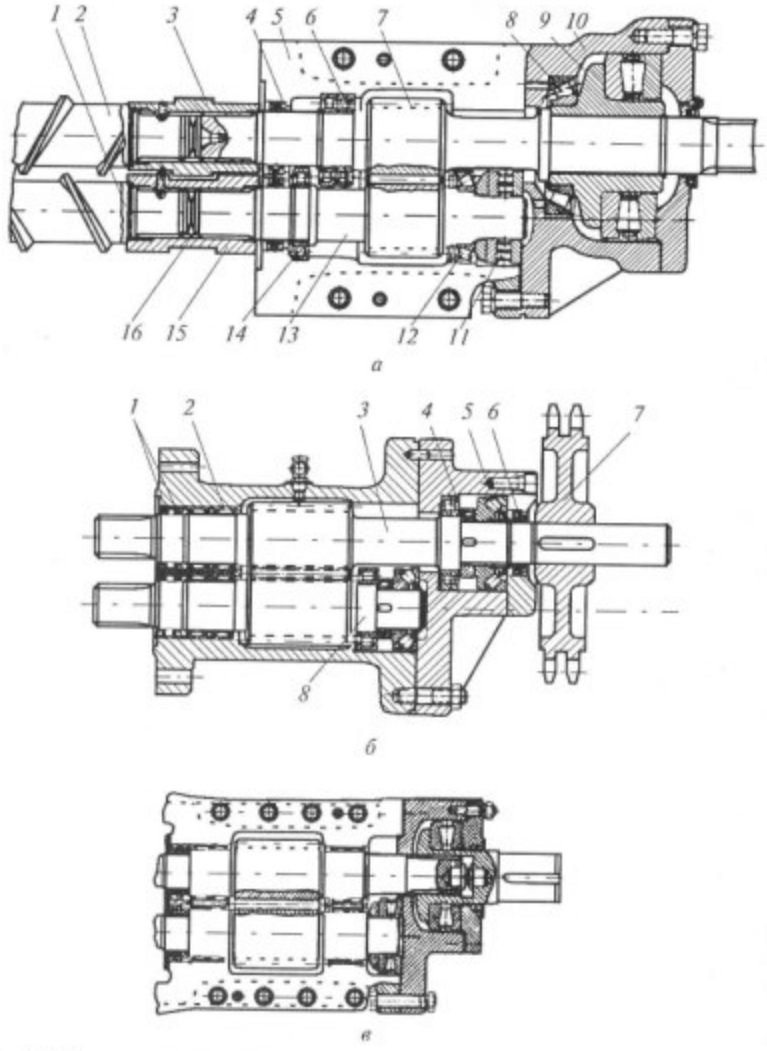


Рис. 3.2. Конструктивное исполнение опорных узлов двухшнековых экструдеров

дой опоре, а задние опоры смещены одна относительно другой. Радиальные нагрузки в задней опоре воспринимаются роликоподшипниками *4* и *8*, а осевые — упорно-радиальным подшипником *5*. Уплотнение опор производится резиновыми манжетами *1*. Шнеки соединяются с валами *3* и *7* шлицевыми втулками (на рис. 3.2, *б* не показаны), одеваемыми на левые шлицевые концы указанных валов. Привод шнеков осуществляется двухрядной цепью через звездочку *6*, установленную на удлиненном валу *3*, и при помощи зубчатых колес, выполненных за одно целое с валами *3* и *7*. Свободный правый конец вала *3* опирается на подшипник, установленный в специальном корпусе (на рис. 3.2, *б* не показан).

На рис. 3.2, *в* показан подшипниковый узел, где упорно-радиальные подшипники заменены на упорные подшипники с коническими роликами.

Различие в принципах работы двух- и одношнековых экструдеров связано с разными механизмами создания давления в перерабатываемом материале.

Если у одношнекового экструдера давление развивается благодаря вязкому течению, вызванному относительным движением шнека и цилиндра, то у двухшнековых экструдеров к указанному фактору добавляется выжимающее действие витков сопряженного шнека. У одношнековых экструдеров способность к развитию давления определяется глубиной винтового канала (точнее h^3), в то время как у двухшнековых экструдеров — *геометрической степенью замкнутости винтового канала* (*степенью сжатия*) [1], определяемой по формуле:

$$\xi = \frac{ie}{t - ie}, \qquad (3.1)$$

где e — ширина гребня винтовой нарезки; t — шаг нарезки винтового канала; i — число заходов винтовой нарезки.

Величина ξ показывает, какая часть сечения канала перекрывается, и характеризует принудительность транспортирования перерабатываемого материала к формующему инструменту экструдера и способность шнеков развивать давление.

Теория двухшнековых экструдеров только в последние 20—25 лет вышла за рамки элементарных представлений, несмотря на то, что труды, посвященные анализу их работы, стали появляться уже в 50-е годы прошлого века [2].

Все публикации, посвященные этой теме, можно условно разделить на три группы.

К первой группе относятся работы, в которых описываются конструкции двухшнековых экструдеров и их особенности, основные узлы и детали [2—15].

Во вторую группу можно включить публикации, в которых анализируется процесс переработки каких-либо конкретных материа-

лов и факторы, влияющие на проведение процесса (геометрические параметры шнеков и скорости их вращения, теплофизические свойства материалов и состав исходной смеси, влияние давления и температуры на качество готового продукта и т. д.) [16—22].

К третьей группе относятся работы, в которых в большей или меньшей степени сделаны попытки теоретически рассмотреть течение перерабатываемого материала в двухшнековых экструдерах [1, 6, 16, 23—27]. Однако в работах третьей группы анализ проходящих в двухшнековых экструдерах процессов не учитывает реальную картину течения как в самих винтовых каналах, так и в зазорах зацепления шнеков.

У двухшнековых экструдеров основными рабочими органами являются два шнека, которые могут вращаться как в одну, так и в разные стороны.

При вращении в одну сторону направление винтовой нарезки обоих шнеков совпадает (рис. 3.3, *б, г, е*), в случае встречного вращения оно различно (рис. 3.3, *а, в, д*).

В зависимости от назначения и конструкции шнеки двухшнековых экструдеров могут не зацепляться друг с другом (рис. 3.3, *а, б*) или находиться в зацеплении (рис. 3.3, *в—е*). В первом случае двухшнековые экструдеры работают как два одношнековых экструдера, но при этом за счет массообмена между двумя шнеками будет обеспечено хорошее смешение исходных компонентов.

В случае зацепляющихся шнеков для лучшего смешения предусматривается наличие зазоров зацепления (рис. 3.3, *в, г*), но при этом будет наблюдаться меньшая производительность экструдера за счет потоков утечек через боковые зазоры и радиальные зазоры зацепления. Шнеки с плотным зацеплением (рис. 3.3, *д, е*) обеспечивают высокую производительность и хорошую самоочистку. Но при этом следует учесть, что изготовление шнеков с плотным зацеплением обходится дороже, чем два других варианта.

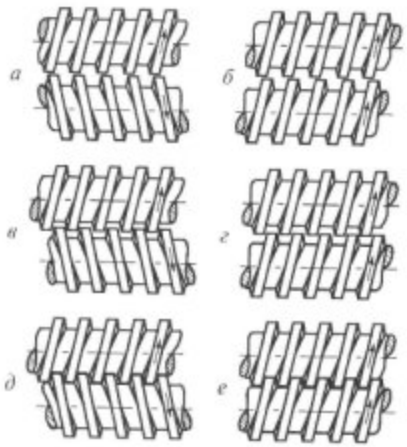


Рис. 3.3. Схемы сопряжения шнеков двухшнекового экструдера

На рис. 3.4 представлены конструктивные схемы различных шнеков, предназначенных для переработки разных полимеров. Шнеки первого типа (рис. 3.4, *а*) имеют три зоны с различным шагом винтовой нарезки. Они хорошо зарекомендовали себя при переработке термочувствительных материалов и обеспечивают хорошее смешение. Шнеки второго типа (рис. 3.4, *б*) в зоне выдавливания имеют меньший шаг винтовой нарезки, что обеспечивает необходимую степень сжатия шнеков ξ. В шнеках третьего типа (рис. 3.4, *в*) степень сжатия обеспечивается увеличением ширины гребня винтового канала. В шнеках четвертого и пятого типов, представленных на рис. 3.4, *г, д*, необходимая степень сжатия достигается за счет уменьшения глубины винтового канала.

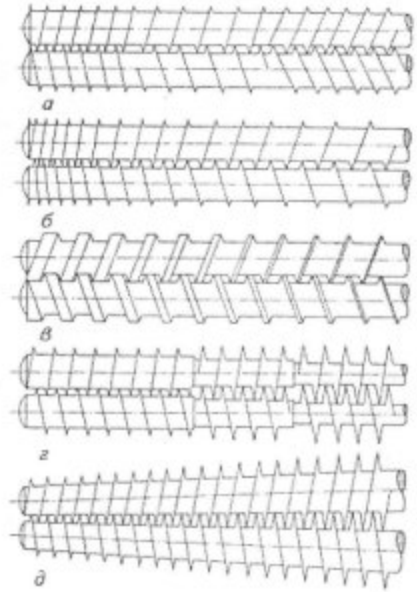


Рис. 3.4. Конструктивные схемы различных шнеков

В зависимости от назначения экструдеры могут оснащаться одним из следующих типов шнеков [16]:

1) с малой или нулевой степенью сжатия; в основном их применяют для смешения материалов при относительно низких температурах, а также для переработки полимеров, чувствительных к перегреву;

2) со степенью сжатия 1:1,5; обычно их используют для смешения и переработки в изделия широкой номенклатуры термопластов;

3) со степенью сжатия 1:2; они, как правило, применяются для смешения композиций с тщательным распределением добавок в смеси.

В двухшнековых экструдерах с зацепляющимися шнеками винтовые каналы разбиты витками сопряженных шнеков на отдельные С-образные секции (рис. 3.5), заполненные расплавом полимера.

За счет выжимающего действия витков сопряженного шнека перерабатываемый материал, который занимает полости объемом V_1 и V_2 (см. рис. 3.5), образованные боковыми поверхностями витков и цилиндрическими поверхностями сердечника шнека и охватывающего цилиндра, последовательно двумя рядами движется к формующему инструменту. При неизменной геометрии винтового канала (как правило, это справедливо для зоны выдавливания) характер поведения вязкой жидкости в каждой С-образной секции будет идентичным. Поэтому основным элементом при анализе работы двухшнекового экструдера является отдельная С-образная

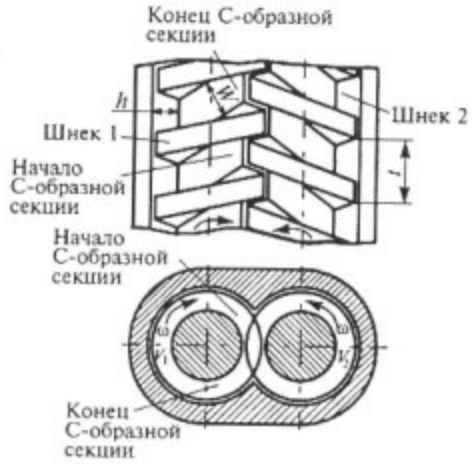


Рис. 3.5. С-образные секции винтовых каналов шнеков двухшнековых экструдеров:

t, *w*, *h* — шаг, ширина и глубина винтовых каналов; $\delta_э$, $\delta_в$ — боковые и межвалковые зазоры зацепления шнеков; ω — угловая скорость вращения шнеков; *V* и V_1 — объемы С-образных секций винтовых каналов шнеков

секция. В зоне сопряжения витков с сердечником шнека возникает интенсивная циркуляция перерабатываемого материала, благоприятно сказывающаяся на процессе смешения в двухшнековых экструдерах.

Для иллюстрации механизма работы З. Добоцки [16] предложил модель двухшнекового экструдера (рис. 3.6, *а, б*). Как при встречном (рис. 3.6, *а*), так и при одностороннем (рис. 3.6, *б*) вращении автор указанной работы предложил плоскую модель двухшнекового экструдера, при которой гребни винтового канала *1* обкатывают винтовой канал *3*, образованный стенкой цилиндра *2* и сердечником шнека *4*. При этом расплав полимера *A* выдавливается к формующему инструменту.

За счет относительного движения поверхностей шнеков в зоне их сопряжения как при встречном (рис. 3.7, *а*), так и при одностороннем их вращении (рис. 3.7, *б*) возникает интенсивная циркуляция, благоприятно влияющая на процесс смешения. При этом через боковые зазоры зацепления осуществляется массообмен между соседними С-образными секциями.

Двухшнековые экструдеры с вращением шнеков в одну и ту же сторону обеспечивают лучшее качество смешения, вследствие большой разницы относительных скоростей в зоне их сопряже-

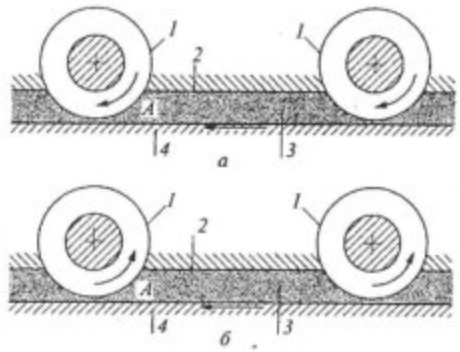


Рис. 3.6. Модель течения по З. Добоцки

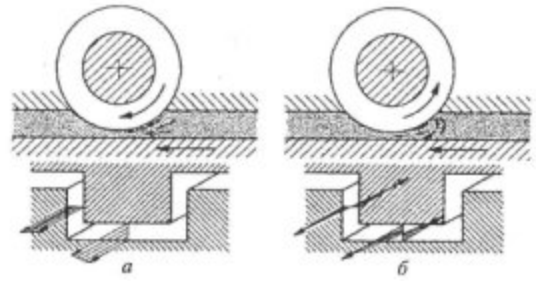


Рис. 3.7. Иллюстрация относительного движения поверхностей шнеков в зоне их сопряжения

ния, но имеют меньшую производительность при одинаковых геометрических размерах шнеков. Уменьшение производительности объясняется худшими условиями захвата материала в зоне загрузочной воронки, так как один шнек препятствует захвату материала другим шнеком.

Авторы некоторых исследований [2, 6, 28] исходят из предположения, что в случае полностью заполненных винтовых каналов шнеков за один их оборот выдавливаются две С-образные секции. Такое упрощенное представление, естественно, приводит к значительному расхождению между расчетной и действительной производительностью двухшнековых экструдеров. Однако в реальных машинах необходимость обеспечения геометрической совместимости шнеков предполагает наличие зазоров зацепления δ_0 и δ_s между сердечником и поверхностью выступов нарезки

(δ_0) и боковыми поверхностями стенок винтовых каналов (δ_s) (см. рис. 3.5).

Наличие этих зазоров нарушает изолированность С-образных секций и приводит к развитию в продольном направлении винтового канала перетока перерабатываемого материла из одной С-образной секции в другую. Этот переток обусловлен, во-первых, затягивающим влиянием движущихся поверхностей сопряженных шнеков и, во-вторых, наличием в зоне зацепления градиента давления, причинами возникновения которого являются выжимающее действие витков второго шнека и сопротивление формующего инструмента.

3.2. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ СКОРОСТЕЙ ПОТОКА И ДАВЛЕНИЯ ВЯЗКОЙ ЖИДКОСТИ В ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРАХ

3.2.1. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТЕЙ ПОТОКА И ДАВЛЕНИЯ В ВИНТОВЫХ КАНАЛАХ С-ОБРАЗНЫХ СЕКЦИЙ

При анализе работы различных типов оборудования успешно применяются методы качественного исследования. Они полезны и для проверки полученных теоретических результатов, в особенности в тех случаях, когда картину реального процесса по каким-либо причинам установить трудно или невозможно.

Для изучения распределения скоростей потоков вязкой жидкости в рабочих полостях перерабатывающих машин могут быть использованы прямые и косвенные методы.

Косвенные методы чаще всего применяются на промышленных машинах. При этом машина выводится на стационарный режим работы, и в ее рабочую полость подается материал (трассер), резко отличающийся по цвету. По истечении некоторого времени машину останавливают, охлаждают, а затем демонтируют рабочий орган, откуда отбирают рабочие слепки. По картине линий тока на поперечных (микротомных) срезах судят о характере течения материала в рабочей полости машины. Аналогичный способ применен автором работы [1] для изучения потоков расплава полимера в винтовых каналах и зазорах зацепления шнеков двухшнекового экструдера. Однако этот метод связан с трудоемкими операциями демонтажа экструдера и взятия слепков, исключает возможность получения количественной картины течения, а также непрерывной информации о процессах, протекающих в рабочих каналах экструдера.

Прямые исследования картины течения требуют, как правило, создания специальных экспериментальных установок, у которых обычно имеется прозрачный корпус, а реальные материалы заме-

няются модельными жидкостями, в качестве которых используются различные (минеральные) масла, растворы полимеров (эластомеров) и т. д. Добавляя в модельную жидкость трассеры (красители, разноцветные гранулы, тонкодисперсную металлическую пудру), через прозрачную стенку корпуса можно изучать динамику процесса, фиксируя наблюдаемую картину при помощи фото- или киносъемки. Прямой способ исследования с успехом применили авторы работы [29] для экспериментальной проверки теории одношнековой экструзии. Они использовали экструдер со стеклянным цилиндром, а в модельную жидкость добавляли в качестве трассера частицы алюминиевой пудры, за движением которых наблюдали с помощью измерительного микроскопа.

Для исследования профиля скоростей потока в винтовых каналах двухшнекового экструдера авторы работы [33] также использовали модельную установку (рис. 3.8), состоящую из прозрачного корпуса, изготовленного из органического стекла с тщательно отшлифованными наружной и внутренней поверхностями. Два комплекта шнеков диаметром 40 мм, шагом 16 мм, межосевым расстоянием 32 мм и длиной нарезанной части 300 мм различались величиной бокового зазора δ_s, т. е. расстоянием между боковыми стенками винтового канала обоих шнеков. При определении действительных скоростей потока материала использовались шнеки с зазором, не превышающим 0,25 мм.

Для изучения распределения потоков перерабатываемого материала величина бокового зазора в зацеплении шнеков равнялась 0,1 мм. Величина радиального зазора в зацеплении шнеков составляла 1,0 мм. Привод экструдера позволял плавно, в широких пределах изменять частоту вращения шнеков, а сменой коробки скоростей легко менялось направление вращения шнеков со встречного на одностороннее. Давление на входе в формующий инструмент варьировалось капиллярами различных диаметров.

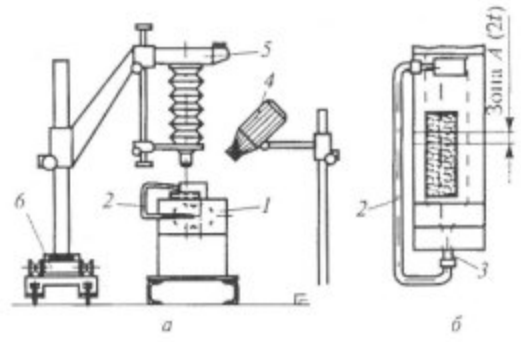


Рис. 3.8. Экспериментальный двухшнековый экструдер с прозрачным цилиндром

В качестве модельной жидкости, имитирующей течение расплава, были использованы растворы полиизобутилена в вазелиновом масле: модельная жидкость № 1 с вязкостью $\mu = 45$ Па · с и модельная жидкость № 2 с $\mu = 300$ Па · с.

В эти растворы были добавлены небольшие частицы алюминия, имеющие средний размер не более 0,05 мм. Благодаря высокой вязкости модельной жидкости эти частицы не обнаруживали заметной тенденции к осаждению даже в неподвижной жидкости.

Насосный эффект экструдера *1* позволил применить возвратную систему подачи раствора, т. е. жидкость, выйдя через капилляр *3*, при помощи возвратного шланга *2* вновь подавалась в загрузочное отверстие. Для увеличения прозрачности стенки корпуса и уменьшения рефракционных ошибок на наружную поверхность было нанесено касторовое масло.

Поскольку оба шнека работают в одинаковых условиях, картина течения, наблюдаемая в их винтовых каналах, будет аналогична. Поэтому измерение скоростей производилось в осевой плоскости одного из шнеков.

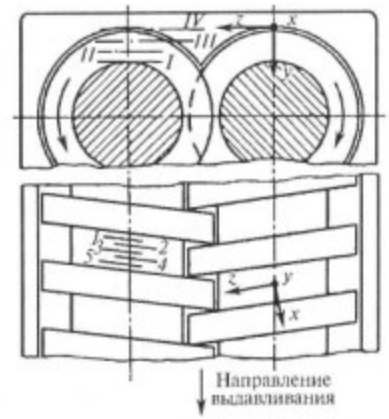
Сильный луч света от специального фонаря *4* (см. рис. 3.8) падал в винтовой канал. Частицы алюминия, отражая свет, становились хорошо видны. Зеркальная фотокамера *5* с приставкой явилась своеобразной оптической системой, с помощью которой фиксировалась истинная скорость движения частиц. Ошибки, обусловленные оптической аберрацией и кривизной траекторий, были незначительны, так как уменьшился путь, проходимый частицами. Его величина в процессе эксперимента равнялась 0,95 мм. Электрическим секундомером измерялось время прохождения частицами этого отрезка пути; чтобы данный интервал времени не был слишком коротким, использовалась невысокая частота вращения шнеков (0,0472—0,0115 $с^{-1}$).

При вращении шнеков отдельные С-образные секции непрерывно двумя рядами перемещаются от загрузочного отверстия к формующему инструменту. Поэтому для непрерывного измерения скорости частиц фотокамера *5* (см. рис. 3.8, *а*) с приставкой была укреплена на подвижной платформе *6*, передвигающейся по направляющим параллельно оси шнека.

Профили скоростей определялись в зоне *А*, находящейся в середине длины шнека (см. рис. 3.8, *б*). При этом предполагалось, что течение модельной жидкости в данной области наиболее свободно как от влияния загрузочной зоны, так и от давления в формующем инструменте (капилляре *3*).

При обработке результатов поперечное сечение канала ($h \times W = 8{,}2 \times 8{,}0$) было разделено однородной системой плоскостей: параллельно боковым стенкам — на расстоянии 1,33 мм (*1, 2, 3, 4, 5*) (рис. 3.9), параллельно дну канала — на расстоянии 2,7 мм (плоскости *II, III*), не считая поверхности дна и внутренней поверхности корпуса (*I, IV*). В каждой плоскости по ширине и глубине канала производилось в среднем 5—8 замеров, из которых затем были рассчитаны действительные значения скоростей. Причем скорость на плоскости *I* принималась равной окружной скорости дна винтового канала, на плоскости *IV* — нулю.

Рис. 3.9. К методике определения действительных скоростей потока в винтовом канале двухшнекового экструдера



Режимы течения жидкости менялись как за счет использования капилляров различных диаметров (2,0; 4,2; 7 мм), так и изменения частоты вращения шнеков: для каждого диаметра капилляра профили скоростей определялись при различных частотах вращения шнеков (0,061; 0,0777; 0,0115 $с^{-1}$ — для модельной жидкости № 1; 0,0472; 0,06 $с^{-1}$ — для модельной жидкости № 2). Кроме того, для модельной жидкости № 1 был исследован режим нулевого расхода.

Система координат для отсчета скорости была расположена на внутренней поверхности корпуса.

Ось *y* направлена к сердечнику шнека, ось *x* — перпендикулярно, а ось *z* — параллельно оси винтового канала в направлении к головке (см. рис. 3.9).

Каждое полученное значение действительной скорости было отнесено к скорости поверхности дна канала. Таким образом, далее будут рассматриваться только относительные скорости. При графическом построении эпюр скорость дна канала принималась за единицу.

Изменение продольной скорости по глубине и ширине винтового канала для случая нулевого расхода и обычных режимов течения представлено на рис. 3.10. При выбранной системе наблюдения поступательное течение жидкости, возникающее вследствие относительного движения шнека и стенки корпуса, создают дно и боковые поверхности канала, которые перемещаются от головки к загрузочному отверстию. Градиент давления от выжимающего действия сопряженного витка, являющийся основным фактором, влияющим на движение жидкости к головке (капилляру), направлен по оси *z* (в дальнейшем он будет называться положительным градиентом давления). На рис. 3.10, *б, в* (плоскости *2, 3, 4*) профиль кривой, описывающей эпюру скоростей, почти параболический, причем зоны прямого и обратного потоков хорошо видны. Обратное течение в данном случае создают дно и стенки канала, прямое — положительный градиент давления. Максимальный положительный и минимальный обратный градиенты давления

наблюдаются в центральной плоскости *3* канала. По мере удаления к стенкам действие градиента давления уменьшается, а влияние вязкого трения возрастает. В плоскости *1* и *5* по форме кривой и площади, ограниченной эпюрой, можно судить о влиянии боковых стенок.

Вязкость модельной жидкости не оказывает влияния на характер движения материала. На рис. 3.10, *в* изображены профили скоростей потока для модельной жидкости № 2, вязкость которой превышает вязкость первой более чем в 6,5 раз. Однако вид эпюр по всем продольным плоскостям остался прежним. Но при этом действие положительного градиента давления заметно возросло. Это видно по увеличению той части площади эпюры, которая характеризует прямой поток. Эксперименты также показали [30], что изменение частоты вращения шнека не влияет на характер профиля скоростей.

Рост давления в головке существенно не сказывается на течении жидкости до определенного предела. Только при диаметре капилляра $d = 2$ мм его влияние становится заметным. Об этом можно судить по уменьшению прямого потока, так как площадь, характеризующая этот поток, на эпюре скоростей уменьшается (см. рис. 3.10). Следовательно, на течение материала в отдельной С-образной секции, помимо выжимающего действия витка и вязкого течения, определенное влияние оказывает и давление в головке.

Возникающий при этом отрицательный градиент давления создает поток, направленный в сторону загрузочного отверстия, что приводит к ослаблению прямого потока. Наиболее ярко это явление иллюстрирует экстремальный случай нулевого расхода, когда давление в головке максимально (рис. 3.10, *а*). Обратный поток под действием отрицательного градиента давления становится не-

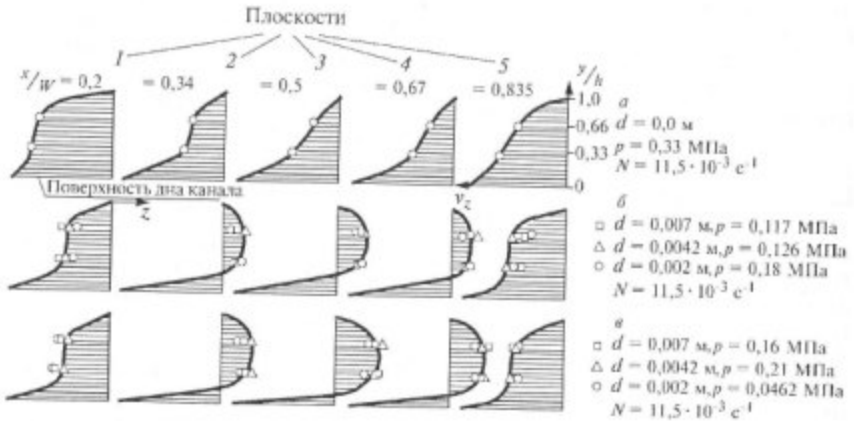


Рис. 3.10. Экспериментальные эпюры продольной составляющей v_z скорости циркуляционного потока в винтовом канале прямоугольной формы

многим меньше, чем прямой поток, и течение жидкости в С-образной секции определяется в основном вязким трением. Однако такая картина наблюдается только при весьма малых значениях выходного отверстия либо в случае нулевого расхода.

Более полное представление картины течения достигается за счет соединения в линию всех точек, имеющих одинаковую скорость. Такие линии постоянных скоростей для поперечного сечения канала представлены на рис. 3.11. При обычных режимах течения (рис. 3.11, *в–д*) сечение канала поделено на две зоны с положительными и отрицательными скоростями. Это является наглядным подтверждением предыдущих рассуждений о причинах, вызывающих течение жидкости. Зона положительных скоростей характеризует выжимающее действие витка, зона отрицательных скоростей — обратный поток. Распределение линий положительных скоростей почти симметрично, причем симметричность увеличивается с ростом вязкости. Величина этих скоростей почти одинакова для капилляров диаметром $d = 4$ мм и $d = 7$ мм, в то же время явно уменьшается в случае $d = 2$ мм. При нулевом расходе (рис. 3.11, *а*) наблюдается более быстрое уменьшение скоростей по высоте канала в центральной плоскости *3*, что объясняется действием положительного градиента давления.

На расположение нулевой линии, делящей сечение канала на области положительных и отрицательных скоростей, практически не влияют частота вращения шнеков, давление в головке, а также вязкость модельной жидкости. Область положительных скоростей, ограниченных этой линией, составляет в среднем 42,5 % от площади поперечного сечения. Это происходит потому, что на соотношение зон положительных и отрицательных скоростей основное влияние оказывает плотность зацепления шнеков.

Как для нулевого расхода, так и для обычных режимов течения наблюдается асимметрия линий отрицательных скоростей в пределах значений 0,9—0,5. Причем у толкающей стенки канала (плоскость *1*) скорости по мере уменьшения *y/h* соответственно снижаются гораздо быстрее, чем у другой стенки (плоскость *5*). Причиной этого вероятнее всего является возникновение поперечного градиента давления и, как результат, наличие поперечного течения жидкости. Следует особо отметить, что приблизительно одинаковый характер течения сохраняется только в центральной области сечения винтового канала, ограниченной плоскостями *2—4* (см. рис. 3.10). Это составляет только 33 % от всей ширины винтового канала. Далее по направлению от центра к периферии картина течения все больше искажается довольно существенным влиянием боковых стенок. В связи с этим одномерная модель плоскопараллельного течения, которая использовалась авторами работы [31, 32], может лишь очень приближенно отразить сущность данного процесса, так как опытные данные пока-

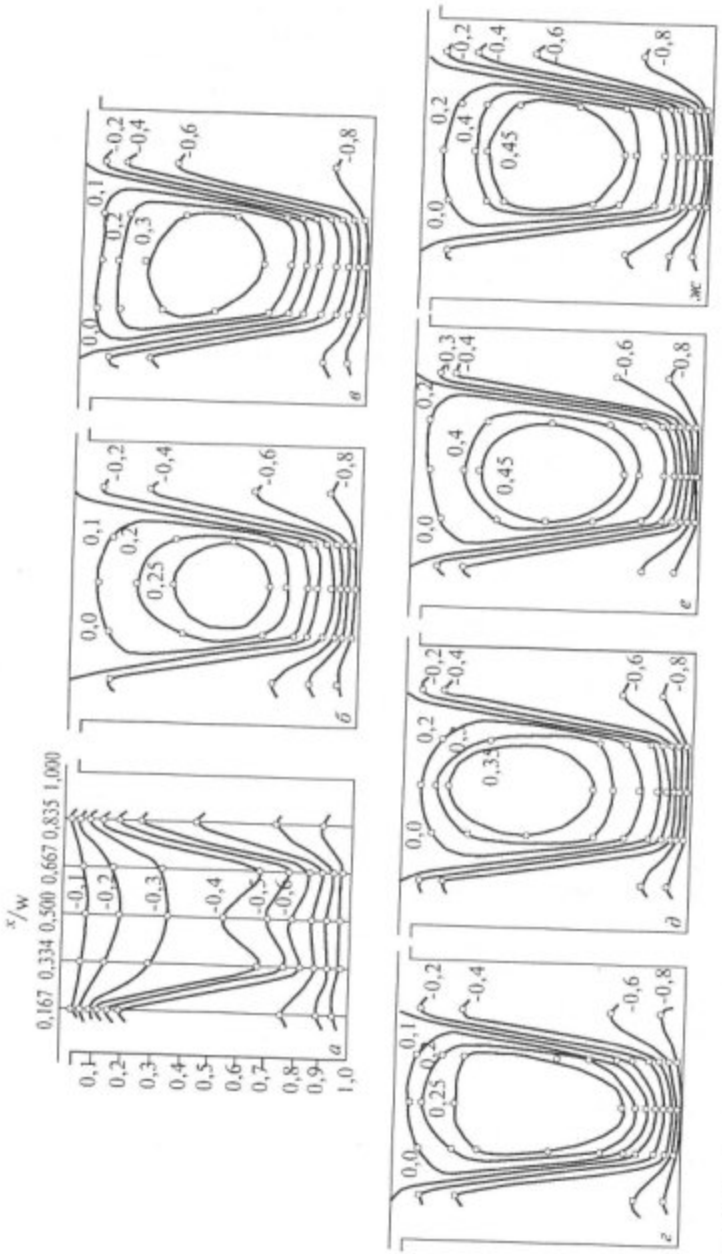


Рис. 3.11. Линии постоянных скоростей в поперечном сечении винтового канала шнека двухшнекового экструдера:

а — для режима нулевого расхода; *б*, *в*, *г* — для обычного режима течения (модельная жидкость № 1); *д*, *е*, *ж* — для обычного режима течения (модельная жидкость № 2); *а*—$d = 0,0$, $p = 0,33$ МПа, $N = 0,69$ с$^{-1}$; *б*—$d = 2$ мм, $p = 0,18$ МПа, $N = 0,69$ с$^{-1}$, *в*—$d = 4,2$, $p = 0,126$ МПа, $p = 0,16$ МПа, $N = 0,34$ с$^{-1}$; *г*—$d = 7$, $p = 0,117$ МПа, $N = 0,69$ с$^{-1}$; *д*—$d = 2$, $p = 0,462$ МПа, $N = 0,34$ с$^{-1}$; *е*—$d = 4,2$, $p = 0,26$ МПа, $N = 0,34$ с$^{-1}$; *ж*—$d = 7$,

ывают, что пренебрегать влиянием боковых стенок винтового канала в теоретических рассуждениях не следует.

В связи с технической трудностью определения непосредственно в винтовых каналах составляющих v_{xk} и v_{yk} поперечного циркуляционного потока, их распределение авторы работ [33—36] изучали на установке, состоящей из вращающегося стакана (имитация цилиндра экструдера) с неподвижным хвостовиком внутри, представляющим нормальное сечение винтового канала шнека двухшнекового экструдера (рис. 3.12). В качестве модельной жидкости использовался глицерин вязкостью $\mu = 9,31 \cdot 10^{-1}$ Па · с.

Распределение давления по сечению канала в зависимости от скорости вращения стакана определялось путем замера высоты подъема столба жидкости относительно ее уровня в состоянии покоя, а в зависимости от скорости потока — микрокиносъемкой движения частиц ключевого компонента (алюминиевой пудры).

Основным элементом установки (см. рис. 3.12) является укрепленный неподвижно на кронштейне *4* хвостовик *5*, представляющий собой нормальное сечение винтового канала шнека, вокруг которого с помощью электродвигателя *1* и редуктора *2* вращается стакан *3* из органического стекла. Хвостовик *5* является сменным элементом, позволяющим варьировать конфигурацию исследуемого канала. Замер давления жидкости в канале осуществлялся микрометрическим глубиномером *8* с иглой *9*. К кронштейну *4* хвостовика *5* прикреплялся тонкий металлический проводник *10*, выполнявший роль элемента электрической цепи «глицерин — проводник — кронштейн — источник постоянного тока — микроамперметр — микрометрический глубиномер — глицерин». При соприкосновении иглы с глицерином, в котором для увеличения его электропроводности были растворены 5 мг NaCl, электрическая цепь замыкалась, что фиксировалось отклонением стрелки микроамперметра.

Для координатного перемещения микрометрического глубиномера *8* с иглой *9* на платформе *7*, укрепленной на металлической подставке *6*, имелась шкала с ценой деления 1 мм и продольные

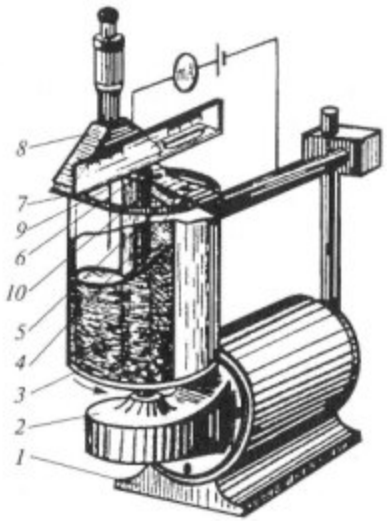


Рис. 3.12. Схема экспериментальной установки для исследования гидродинамики потока вязкой жидкости в винтовых каналах шнеков

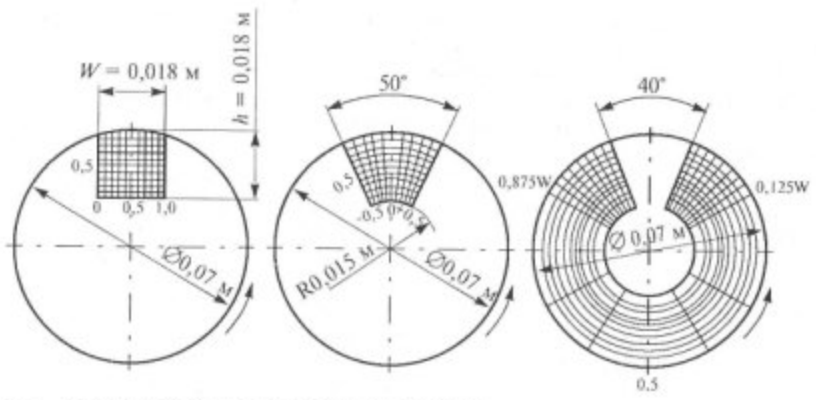


Рис. 3.13. Конфигурации исследованных каналов

пазы, позволяющие перемещать по ней измерительную приставку (глубиномер *8* с иглой *9*).

Для измерения профиля скоростей v_{xk} и v_{yk} в глицерин добавляли 0,005 мг алюминиевой пудры, движение частиц которой фиксировалось кинокамерой, оснащенной насадочными кольцами.

Киносъемка производилась со скоростью 24—36 кадров в секунду.

Измерение давления по высоте h и ширине W каналов производилось согласно схемам, представленным на рис. 3.13, при частотах вращения стакана 0,166; 0,25; 0,333; 0,416; 0,5 и 0,66 $с^{-1}$. В каждом эксперименте предварительно фиксировался уровень глицерина в состоянии покоя, затем стакан приводился во вращение и определялась высота подъема жидкости.

На рис. 3.14—3.16 в пространственной системе координат «*p—x—y*» представлены соответственно графики зависимостей $p = f(x, y)$ для прямоугольного канала с $h/W = 0{,}15$ (рис. 3.14), с $h/W = 1{,}0$ (рис. 3.15) и для трапецеидального канала с $h/W = 1{,}0$, полученные при частоте вращения стакана $N_c = 0{,}667$ $с^{-1}$. При других частотах вращения стакана наблюдалась аналогичная картина.

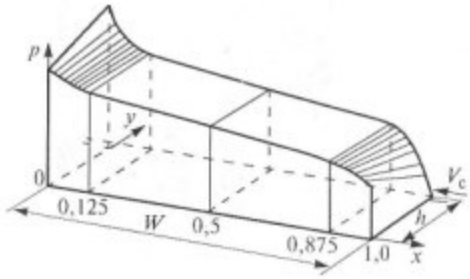


Рис. 3.14. Экспериментальное распределение давления *p* в поперечном сечении винтового канала прямоугольной формы с $h/W = 0{,}15$ и $N_c = 0{,}667$ $с^{-1}$

Из приведенных графиков видно, что:

1) изменение давления по высоте канала $p = f(x, y)$

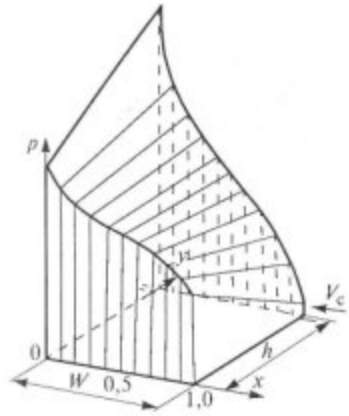


Рис. 3.15. Экспериментальное распределение давления *p* в поперечном сечении винтового канала прямоугольной формы с $h/W = 1$ и $N_c = 0{,}667$ $с^{-1}$

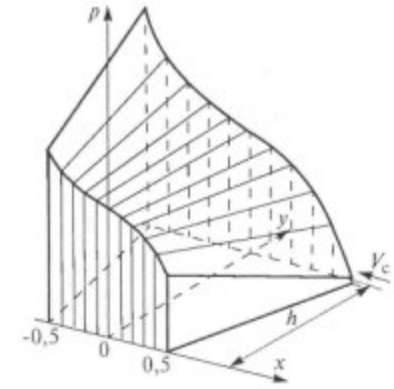


Рис. 3.16. Экспериментальное распределение давления *p* в поперечном сечении винтового канала трапецеидальной формы с $h/W = 1{,}0$ и $N_c = 0{,}667$ $с^{-1}$

во всем исследованном диапазоне при фиксированных значениях x носит линейный характер, т. е. $\partial p/\partial y = \text{const}$, но в то же время $\partial p/\partial y \neq 0$, кроме значения $x = 0{,}5W$;

2) наблюдается изменение давления как по высоте y, так и по ширине x канала. При этом зависимость $p = f(y)$ носит явно выраженный характер, а $p = f(x)$ имеет слабо выраженный нелинейный характер, однако с небольшой погрешностью можно принять, что $\partial p/\partial x = \text{const}$ (рис. 3.17). Последнее показывает правомочность предположения [37] о постоянстве градиента давления по ширине канала;

3) для каналов прямоугольного сечения с $h/W = 0{,}15$ (см. рис. 3.14), за исключением пристенных участков, градиенты давления $\partial p/\partial y = \text{const}$, $\partial p/\partial y = 0$, что является свидетельством того, что в одношнековых экструдерах можно пренебречь компонентой v_y скорости потока.

На рис. 3.17 и рис. 3.18 представлены графики зависимости $p = f(x/W)$ для различных y/h при частоте вращения стакана $N_c = 0{,}667$ $с^{-1}$ для каналов прямоугольного и трапецеидального поперечных сечений. Перемена знака давления p происходит при $x/W = 0{,}5$. Ввиду симметрии винтовых каналов дальнейший анализ полученных результатов можно проводить лишь для активной стороны (у толкающей стенки). Сравнение графиков зависимостей, полученных для прямоугольных и трапецеидальных каналов, показывает их полную идентичность.

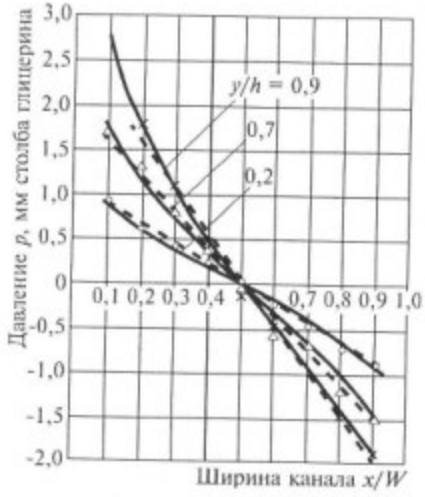


Рис. 3.17. Графики изменения давления p по ширине x/W винтового канала прямоугольной формы ($h/W = 1,0$) для различных значений y/h; $N_c = 0,667$ с$^{-1}$

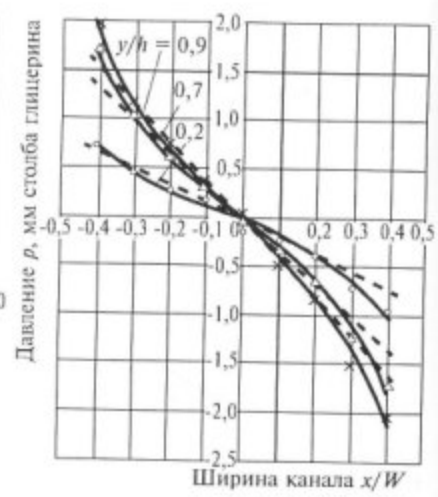


Рис. 3.18. Графики изменения давления p по ширине x/W винтового канала трапецеидальной формы для различных значений y/h; $N_c = 0,667$ с$^{-1}$

Для анализа гидродинамики потока вязкой жидкости в двухшнековых экструдерах наряду с компонентой v_{zk} вдоль винтового канала необходимо знание распределения скоростей циркуляционного потока v_{xk} и v_{yk} в поперечном сечении винтового канала.

Описанная выше установка (см. рис. 3.12) позволила изучить картину распределения скоростей v_{xk} и v_{yk} циркуляционного потока. Для этого в глицерин добавляли 0,005 мг алюминиевой пудры и кинокамерой, установленной вместо измерительной приставки (позиции *6—8* на рис. 3.12), фиксировали перемещения частиц алюминиевой пудры. Микрокиносъемка проводилась со скоростью 24 и 36 кадров в секунду.

Обработкой данных киносъемки были получены значения v_{xk} и v_{yk} скорости потока, причем положительное их направление совпадало с направлением координатных осей.

На рис. 3.19 и 3.20 представлено распределение скоростей v_{xk} и v_{yk} по высоте y/h и ширине x/W канала прямоугольного поперечного сечения. Видно, что скорости v_{xk} по высоте винтового канала меняют знак (рис. 3.19, *а*). Это объясняется тем, что движение цилиндра из-за наличия вязкого трения между слоями жидкости вызывает прямой поток, направление которого совпадает с направлением вращения цилиндра. С другой стороны, градиент давления, обусловленный набеганием потока на толкающую стен-

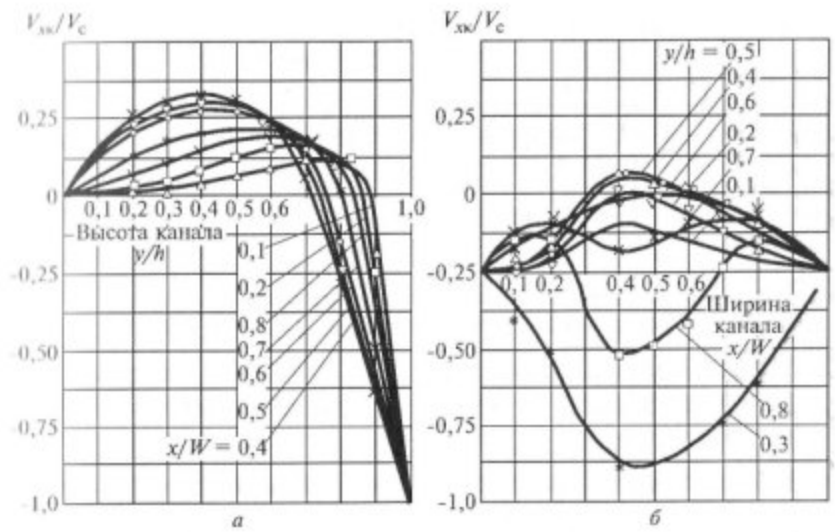


Рис. 3.19. Экспериментальные эпюры скоростей v_{xk}/V_c циркуляционного потока в винтовом канале прямоугольной формы ($h/W = 1,0$)

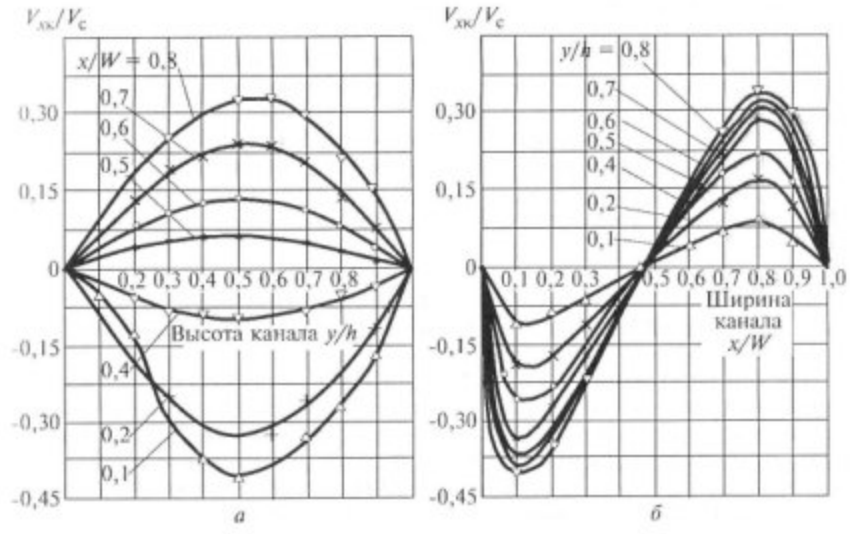


Рис. 3.20. Экспериментальные эпюры скоростей v_{yk}/V_c циркуляционного потока в винтовом канале прямоугольной формы ($h/W = 1,0$)

ку канала, вызывает поток под давлением (обратный поток), направленный в противоположную движению цилиндра сторону.

Кроме этого, из-за влияния боковых стенок точки с нулевой скоростью по ширине канала x/W лежат в пределах $y/h = 0{,}75 \div 0{,}85$ (для одношнековых экструдеров), где ширина канала W намного больше его глубины ($W >> h$), значение координаты $y|_{v_{xk}} = (2/3h)$. В рассматриваемом случае это объясняется значительным влиянием боковых стенок канала на распределение скоростей. Представленные данные хорошо согласуются с результатами работы [38], где авторы провели выборочный замер скорости v_{xk} в канале реального экструдера, что говорит о правомочности моделирования работы двухшнекового экструдера описанной выше установкой.

Анализ распределения скорости v_{xk} по ширине канала (рис. 3.19, *б*) показывает, что максимальное ее значение для всех частот вращения N_c наблюдается при $x/W = 0{,}5$. На участке $x/W = 0 \div 0{,}5$, прилегающем к толкающей стенке, скорость v_{xk} возрастает, а на участке $x/W = 0{,}5 \div 1{,}0$, т. е. у пассивной стенки, наблюдается ее плавное уменьшение до нуля.

Вертикальная составляющая потока v_{yk} (рис. 3.20) меняет знак как по высоте y/h, так и по ширине x/W винтового канала, причем v_{yk} до $y/h = 0{,}5$ (середина высоты канала) плавно увеличивается, а затем наблюдается ее плавное уменьшение до нуля. При значении $x/W = 0{,}5$ направление v_{yk} изменяется (рис. 3.20, *б*). Максимальные значения v_{yk} смещены к стенкам канала. Это объясняется увеличением градиента давления dp/dy от $x/W = 0{,}5$ к $x/W = 0$ и $x/W = 1$. Причем это смещение зависит от максимального значения dp/dy для различных y/h. Максимальные значения v_{yk} при различных y/h одинаково удалены от боковых стенок винтового канала. Это обусловлено тем, что градиент давления dp/dy является функцией координаты x. Подобные исследования с каналами трапецеидального сечения показали аналогичные закономерности изменения v_{xk} и v_{yk} по сечению винтового канала.

3.2.2. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТЕЙ ПОТОКА И ДАВЛЕНИЯ В ВАЛКОВЫХ ЗАЗОРАХ ЗАЦЕПЛЕНИЯ ШНЕКОВ

На производительность двухшнековых экструдеров и процесс смешения большое влияние оказывают процессы, протекающие в валковых (радиальных) зазорах между сердечниками шнеков и наружными поверхностями винтовой нарезки (в так называемых «валковых зазорах»). В работах [24, 39] авторы, по аналогии с несимметричным вальцеванием, рассматривают одномерную задачу течения ньютоновской жидкости в межвалковом зазоре. При этом за координаты захвата материала и его выхода из межвалкового зазора принимаются координаты точек пересечения двух окружностей, представляющих нормальное сечение внутренней полости цилиндра двухшнекового экструдера.

Визуальное наблюдение за течением жидкости в винтовых каналах модельного двухшнекового экструдера [30, 40] показало наличие интенсивной циркуляции в радиальных зацеплениях шнеков, обусловленной существованием в них составляющих $v_{yв}$ (вертикальной) и $v_{xв}$ (горизонтальной) скорости потока. Для анализа производительности и процесса смешения весьма важно знание характера распределения указанных составляющих скорости потока.

Экспериментальное исследование профилей указанных составляющих скоростей потока в радиальных зазорах зацепления шнеков проводилось [34, 41] на модельной установке, аналогичной примененной при исследовании распределения скоростей потока в самом винтовом канале. Единственное отличие заключалось в замене хвостовиков с исследуемыми каналами (см. рис. 3.12) на два вращающихся в прозрачном корпусе *6* валков *3* и *5* разных диаметров (имитация несимметричного вальцевания) (рис. 3.21). Привод установки (позиции *7*, *8* и *9*) позволял менять как частоту, так и направление вращения валков.

На рис. 3.22 представлены результаты экспериментальных исследований профиля скоростей $v_{xв}$ и $v_{yв}$ при встречном, а на рис. 3.23 — при одностороннем вращении шнеков, полученные при частоте вращения стакана $N_c = 0{,}133$ с$^{-1}$. Эксперименты при других значениях частоты вращения показали идентичную картину распределения профиля скоростей циркуляционного потока жидкости в поперечном сечении винтового канала. Из приведенных эпюр скоростей видно, что как при встречном, так и при одностороннем вращении шнеков (валков) сильно развитое течение в направлении оси y (скорость $v_{yв}$) имеет место в конце С-образной секции винтового канала шнеков. В самих валковых зазорах компонента $v_{yв}$ по-

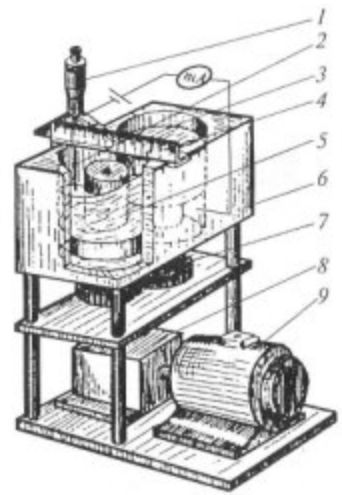


Рис. 3.21. Схема экспериментальной установки для исследования гидродинамики потока вязкой жидкости в межвалковом зазоре зацепления шнеков:

1 — микрометрический глубиномер; *2* — контактная игла; *4* — кронштейн; *7* — зубчатая пара; *8* — червячный редуктор; *9* — электродвигатель постоянного тока

является только вдоль оси x, проходящей через середину валкового зазора.

Компонента $v_{хв}$ скорости потока, наоборот, наиболее сильно проявляется в самих валковых зазорах, а в С-образной секции течение в направлении оси x имеет место только в области, прилегающей непосредственно к поверхности выступов (к валкам большего диаметра). В области, прилегающей к поверхности сердечника (к валкам меньшего диаметра) с координатой $x = \pm d/2$ значения $v_{хв} = 0$. При этом если при встречном вращении шнеков (см. рис. 3.22) скорости $v_{хв}$ направлены в одну и ту же сторону, то при одностороннем вращении (см. рис. 3.23) $v_{хв}$ направлены в противоположные стороны.

Компонента $v_{хв}$ скорости потока в основном и оказывает влияние на утечки жидкости из С-образных секций через межвалковый зазор. В обоих случаях вращения шнеков профили скоростей потока $v_{хв}$ и $v_{ув}$ формируются под действием двух факторов — относительных движений поверхностей валков, обусловливающих появление вынужденного потока, и градиентов давления как в межвалковом зазоре, так и в самом винтовом канале. При этом как $v_{хв}$, так $v_{ув}$ являются функциями координат x и y, т. е. $v_{хв} = v_{хв}(x, y)$, $v_{ув} = v_{ув}(x, y)$ (направление оси x в межвалковом зазоре совпадает с направлением оси z в винтовом канале). Эпюры скоростей $v_{хв}$ и $v_{ув}$ в межвалковых зазорах хорошо согласуются с картиной распределения давления (рис. 3.24), полученной по методике, аналогичной замеру давления в винтовых каналах.

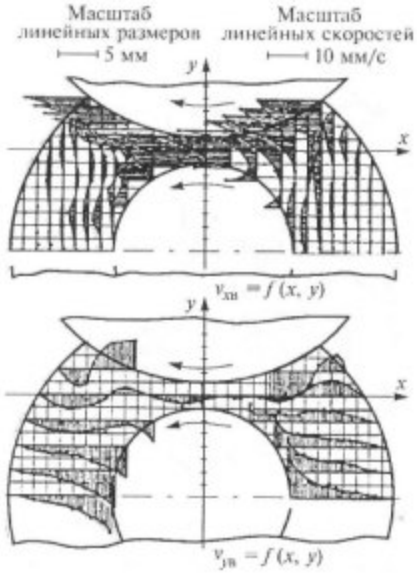


Рис. 3.22. Профили скоростей потока вязкой жидкости в межвалковом зазоре при встречном вращении шнеков

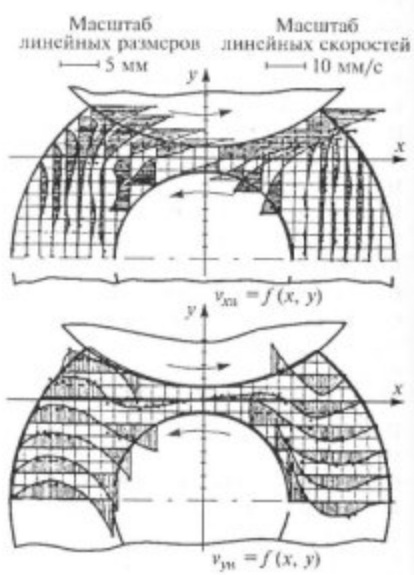


Рис. 3.23. Профили скоростей потока вязкой жидкости в межвалковом зазоре при одностороннем вращении шнеков

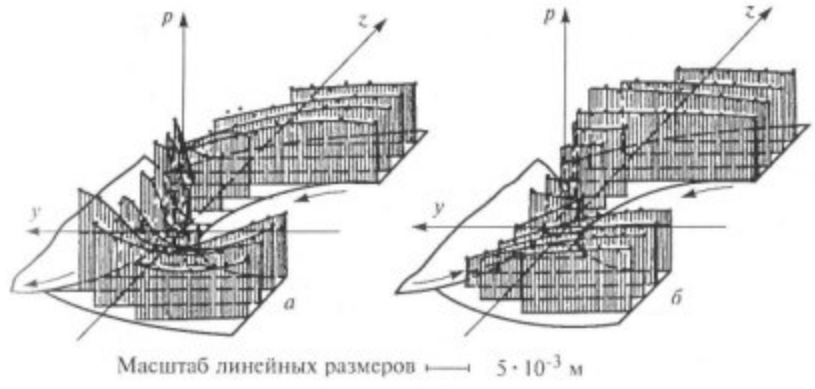


Рис. 3.24. Экспериментальное распределение давления p в межвалковом зазоре при встречном (*а*) и одностороннем (*б*) вращении шнеков; $N_c = 0{,}133$ с$^{-1}$

Экспериментально найденные эпюры давлений и профили скоростей потока в винтовом канале С-образной секции и в межвалковых зазорах зацепления шнеков намного облегчают анализ движения жидкости в двухшнековых экструдерах и процессов смешения в них перерабатываемого материала.

3.3. ТЕОРЕТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЛАВЛЕНИЯ И ТЕЧЕНИЯ ПЕРЕРАБАТЫВАЕМОГО МАТЕРИАЛА В ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРАХ

3.3.1. ПРОЦЕСС ПЛАВЛЕНИЯ ПОЛИМЕРОВ В ДВУХШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

Для правильного выбора параметров ведения процесса необходима разработка теоретических основ отдельных его стадий, протекающих в различных функциональных зонах экструдера. Имеющиеся в настоящее время данные [45, 48] показывают, что с высокой точностью могут быть рассчитаны гидродинамические процессы и процессы смешения только в зоне шнеков, заполненных целиком или частично расплавом полимеров. Что касается

зон питания и плавления, то имеющиеся литературные данные носят чисто экспериментальный характер. В работах [48, 49] предложены физическая модель и математическое описание процесса плавления полимера в двухшнековом экструдере со встречным вращением шнеков.

Согласно предлагаемой модели, рассматривается процесс перемещения, нагрева и плавления материала, находящегося в С-образной секции и перемещающегося вместе с ней в направлении к формующему инструменту.

Взаимодействие отдельных секций может быть учтено потоками утечек через валковые и боковые зазоры (см. рис. 3.5), а также через радиальный зазор между выступами наружных диаметров шнеков и внутренней поверхностью материального цилиндра. По мере перемещения С-образной секции вдоль оси экструдера можно выделить несколько характерных зон.

Вблизи от загрузочного отверстия перемещение дисперсного материала в С-образной секции носит характер поступательного движения, поскольку материал не уплотнен и слой деформируется (зона I, длиной L_I, рис. 3.25). Ввиду малых значений коэффициента трения перерабатываемого материала о поверхности сердечников шнеков и стенки винтового канала, гранулированный полимер практически не захватывается в зазоры зацеплений, а частицы неуплотненного порошкообразного полимера, ввиду малости их размеров, свободно, без значительных деформаций проходят через эти зазоры. В этой зоне увеличение температуры частицы полимера может быть рассчитано по известным методикам расчета нагрева пластины [50], наружные поверхности которой имеют температуру цилиндра $T_z(l)$ и шнека $T_s(l)$ (см. рис. 3.25). В дальнейшем наблюдается принципиальное различие процессов нагрева, плавления и превращения полимерного материала в однородную гомогенную смесь для материалов различной дисперсности. Для по-

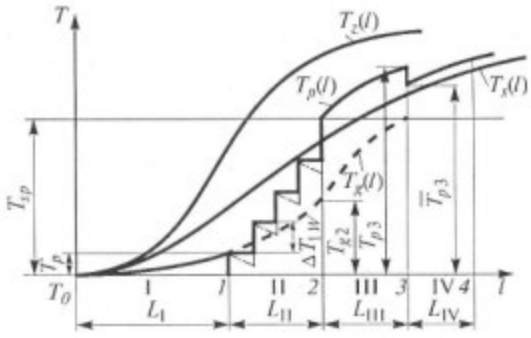


Рис. 3.25. Механизм уплотнения частиц полимера в зоне загрузки двухшнекового экструдера

рошкообразных полимеров продолжается их нагрев за счет теплопередачи от стенок С-образной секции винтового канала в условиях некоторого массообмена между смежными (соседними) секциями, а также перемешивания порошкообразного материала внутри самой секции. В этих условиях время образования пленки гомогенной массы на поверхности С-образной секции может быть определено по экспериментальным данным о зависимости времени перехода порошка в сплошную массу (расплав) от температуры стенки, полученным на модельных установках (например, на пластографе «Brabender»).

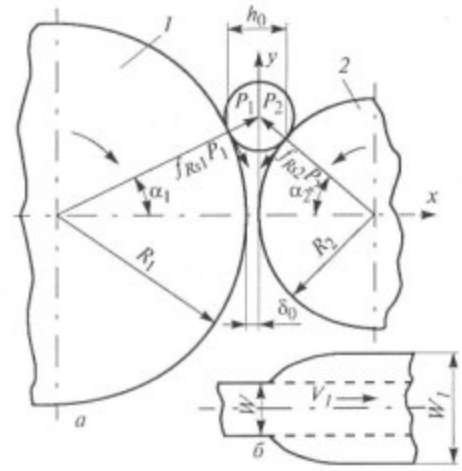


Рис. 3.26. К расчету зоны загрузки двухшнекового экструдера

Для гранулированных полимеров, по мере их перемещения вдоль оси экструдера и повышения их температуры, а также температуры поверхностей секций, наступает момент, когда коэффициент трения полимера о шнек f_{Rs} достигает такой величины f_{Rs}, что становится возможным захват частиц полимера диаметром D_p в валковый зазор между наружной поверхностью нарезки шнека *1* (рис. 3.26) радиусом R_1 и сердечником шнека *2* радиусом R_2. Этому моменту соответствует точка *1* на рис. 3.25. Характер плавления и захвата в валковый зазор гранул с температурой T_{g2} определяется также и жесткостью полимера (типом полимера). Частицы полимера с низким модулем упругости легко захватываются в валковые зазоры и деформируются (зона II длиной L_{II}, рис. 3.25). Для них характерен механизм плавления, описываемый ниже. Гранулы полимера с высоким модулем упругости могут захватываться и разрушаться на мелкие частицы в валковом зазоре или перемещаться в С-образной секции без захвата в валковые зазоры до сечения цилиндра с температурой, равной температуре плавления полимера T_s (см. рис. 3.25). В этом случае может иметь место пленочный механизм плавления, аналогичный механизму плавления в одношнековых экструдерах. В случае захвата частиц полимера в валковые зазоры происходит их деформирование или прокатка в валковом зазоре размером δ_0 (см. рис. 3.26). При этом за счет прокатки гранул осуществляется заполнение и боковых зазоров δ_s (см. рис. 3.5) зацепления, а также интенсивный разогрев «провальцованных»

гранул полимера [участки III длиной L_{III} и IV длиной L_{IV}, кривая $T_g(l)$, рис. 3.25].

Анализ условий захвата гранул полимера в валковый зазор зацепления двухшнекового экструдера, выполненный с учетом схемы, приведенной на рис. 3.26, *а*, показал, что между углами захвата гранул α_1 и α_2, размерами зазора и коэффициентами трения полимера о сердечник шнека f_{Rs_2} и нарезку винтового канала f_{Rs_1} имеются следующие зависимости [48, 49]:

$$\frac{1+f_{Rs2}}{1+f_{Rs1}}(f_{Rs1}-\mathrm{tg}\alpha_1)+f_{Rs2}-\left[\frac{1}{\sin^2\alpha_1}\left(\frac{D_2+D_p}{D_1+D_p}\right)-1\right]^{-0,5}=0; \quad (3.2)$$

$$\sin\alpha_2=\sin\alpha_1\frac{D_1+D_p}{D_2+D_p}, \quad (3.3)$$

где D_2 — диаметр сердечника шнека; D_1 — наружный диаметр шнека; D_p — диаметр гранул полимера.

Из уравнений (3.2) и (3.3) с учетом очевидного геометрического соотношения

$$\frac{D_1+D_p}{2}\cos\alpha_1+\frac{D_2+D_p}{2}\cos\alpha_2=\frac{D_1+D_2}{2}+\delta_0 \quad (3.4)$$

может быть определена предельная величина коэффициента трения f_{Rs}^*, обеспечивающая затягивание гранул полимера в зазор, а по зависимости изменения коэффициента трения по длине шнека с учетом изменения температуры — длина L_I зоны I (см. рис. 3.25).

В результате «прокатки» в валковом зазоре толщина гранул полимера становится равной δ_0 (рис. 3.26, *а*). Одновременно происходит их «уширение» (увеличение ширины, рис. 3.26, *б*). Считая массу гранул полимера в С-образной секции упругой и однородной, можно, пользуясь теорией прокатки, определить увеличение ширины полосы полимера ΔW, имеющей начальное значение W, без учета внешних воздействий и влияния ширины полосы [51]:

$$\Delta W=\sqrt{\frac{D_1+D_2}{4}\Delta h}-\frac{\Delta h}{\nu}\left(\frac{2\delta_0}{\Delta h}\ln\frac{h_0}{\delta_0}-\frac{2\delta_0}{\Delta h}+1\right), \quad (3.5)$$

где $\Delta h = d_0 - h_0$; ν — коэффициент Пуассона; h_0 — начальная толщина деформируемой полосы (рис. 3.27).

Более точное решение задачи, учитывающее влияние ширины полосы, дает соотношение:

$$\Delta W=2C_W\left(\sqrt{\frac{D_1+D_2}{4}\Delta h}-\frac{\Delta h}{2\nu}\right)\left[\left(\frac{\delta_W}{\Delta h}\right)^2\ln\frac{\delta_0}{\Delta h}-\frac{\delta_0}{\Delta h}+0,5\right], \quad (3.6)$$

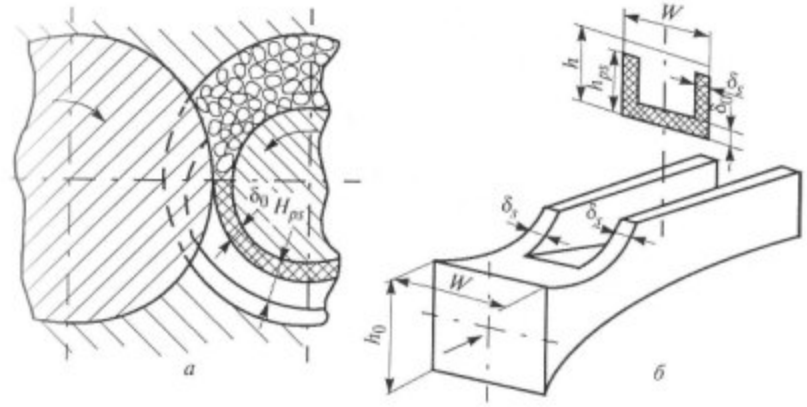


Рис. 3.27. Схема прокатки гранул полимера в межвалковом зазоре зацепления шнеков

где

$$C_W=4(1-\varepsilon)\left(\frac{W}{\sqrt{0,25(D_1+D_2)\Delta h}}-0,15\right)\cdot\exp\left(0,15-\frac{W}{\sqrt{0,25(D_1+D_2)\Delta h}}\right)\cdot 0,15+\varepsilon;$$

ε — относительное обжатие $(\varepsilon=\delta_0/h_0)$.

Поскольку ширина провальцованного полимера, остающегося на поверхности сердечника шнека, равна ширине полосы в исходном состоянии W, материал в результате «уширения» выжимается в боковые зазоры δ_s, вследствие чего образуется слой провальцованного полимера на боковых поверхностях нарезки шнека (рис. 3.27, *б*). Толщина этого слоя равна величине боковых зазоров δ_s, а высота ступенчато изменяется от секции к секции. Очевидно, что за один цикл деформирования полосы гранул полимера в валковом зазоре высота слоя на боковых поверхностях нарезки шнека возрастает на величину

$$\Delta H_{ps}=\frac{\Delta W}{2}\frac{\delta_0}{\delta_s} \quad (3.7)$$

и достигает высоты, равной глубине канала h, за j циклов прокатки:

$$j=2\frac{h-\delta_0}{\Delta W}\frac{\delta_s}{\delta_0}. \quad (3.8)$$

Следует особо отметить, что толщина этого слоя со временем не меняется.

В процессе деформирования полосы гранул в валковом зазоре

затрачивается мощность P_W, которую можно определить, пользуясь выводами теории прокатки. С учетом данных работы [51] мощность деформирования P_W можно рассчитать по формуле:

$$P_W = \sigma_1 W_1 \delta_0 v_1 \ln \frac{h_0}{\delta_0}, \tag{3.9}$$

где σ_1 — среднее контактное давление в зоне деформирования; W_1 — ширина на выходе (см. рис. 3.26, *б*); v_1 — скорость деформированной полосы на выходе (см. рис. 3.26, *б*).

Величина σ_1 может быть определена с использованием различных теорий и подходов.

Для данных условий имеем [51]:

$$\sigma_1 = \left[1 + f_{Rs1}\left(\frac{l}{h_m} - 1\right)\right]\sigma_T, \tag{3.10}$$

где $\sigma_т$ — предел текучести полимера с учетом условий деформирования (температуры и скорости); l — приближенное значение дуги контакта, $l = \sqrt{0{,}5 D_2 \Delta h}$; h_m — средняя величина зазора между валками.

Скорость на выходе деформированной полосы полимера v_1 можно определить, с учетом опережения, из соотношения:

$$\frac{v_1 - v}{v} = \left(\frac{\bar{R}}{\delta_0} - 0{,}5\right)\gamma_1^2, \tag{3.11}$$

где v — окружная скорость валка; $\bar{R}$ — средний радиус, равный $\bar{R} = \frac{D_1 + D_2 + \delta_0}{2}$; γ_1 — нейтральный угол, для которого

$$\sin\gamma_1 = \frac{\sin\alpha_2}{2} - \frac{1 - \cos\alpha_2}{2 f_{R_{s_2}}}. \tag{3.12}$$

Мощность, затрачиваемая на деформирование полосы полимера в валковом зазоре, расходуется на нагрев деформированной полосы, а также частично на нагрев шнеков. Учитывая высокие скорости деформирования в валковом зазоре, а также низкую теплопроводность полимеров, процесс можно считать адиабатическим. В этом случае нагрев происходит в объеме валкового зазора V_W, равном:

$$V_W = \frac{D_2}{2}\frac{\sin\alpha_2 W(h_0 + \delta_0)}{2}, \tag{3.13}$$

где W — ширина винтового канала.

С учетом того, что на нагрев в валковом зазоре расходуется только доля P_b мощности P_W, определяемой уравнением (3.9), равная

$$P_b = P_W \frac{W}{W + \Delta W}, \tag{3.14}$$

приращение температуры деформированной полосы за один цикл прохождения через валковый зазор ΔT_{1W} составит:

$$\Delta T_{1W} = \frac{4 P_W W}{W + \Delta W} C_p \rho D_2 \sin\alpha_2 W\left(\delta_0 + h_0\right). \tag{3.15}$$

Более точное решение задачи нагрева полосы деформируемого в валковом зазоре материала может быть получено рассмотрением нагрева пластины с начальной температурой T_0, помещенной в среду с температурой T, равной температуре шнека T_s. При этом могут быть приняты граничные условия четвертого рода (нагрев за счет теплопроводности); принято также, что в пластине действует источник тепла удельной мощностью P_y:

$$P_y = \frac{P_b}{V_W} = \frac{4 P_W W}{\left[(W + \Delta W) D_2 \sin\alpha_2 W\ (h_0 + \delta_0)\right]}. \tag{3.16}$$

В таком приближении температурное поле пластины описывается уравнением [50]:

$$\frac{T(x,t) - T_{sp}}{T_0 - T_{sp}} = 1 + P_0 F_0 - \frac{1}{K_\varepsilon}\sum_{j=1}^{\infty}(-\xi)^{j-1}\left[\operatorname{erf}\frac{(2j-1) \pm 2x/h_0}{2\sqrt{F_o}} + \right.$$
$$\left. + 4 P_0 F_0 j^2 \operatorname{erf}\frac{(2j-1) \pm 2x/h_m}{2\sqrt{F_o}}\right], \tag{3.17}$$

где $K_\varepsilon = \frac{\lambda_p}{\lambda_s}\sqrt{\frac{a_s}{a_p}}$; T_s — температура шнека; λ_p, λ_s — коэффициенты теплопроводности полимера и стали; a_p, a_s — коэффициенты температуропроводности полимера и стали;

$$\xi = \frac{1 - K_\varepsilon}{1 + K_\varepsilon};$$

Po — критерий Померанцева, равный

$$\mathrm{Po} = P_y \frac{h_m^2}{4\lambda_p\left(T_0 - T_s\right)};$$

h_m — средняя толщина деформируемой полосы в валковом зазоре.

Подстановкой величин T_0 (температуры на входе в валковый зазор для i-й секции), а также времени нахождения полимера в валковом зазоре t_W для каждой С-образной секции по формуле (3.17) может быть рассчитана температура деформируемого материала на выходе из валковых зазоров T_{PK}, а следовательно, и приращение температуры ΔT_{1W}.

Принимая, что к началу процесса прокатки гранул в валковом зазоре полимер нагрелся до температуры T_1, а температура плавле-

ния полимера T_{sp}, можно рассчитать число циклов прокатки j_W, обеспечивающее плавление полимера в валковом зазоре, по формуле

$$j_W = \frac{T_{sp} - T_1}{\Delta T_{1W}}$$

и определить длину зоны деформирования нерасплавленных гранул (см. рис. 3.25):

$$L_{II} = j_W t,$$

где t — шаг нарезки винтового канала (см. рис. 3.5).

Следует иметь в виду, что между циклами прокатки и разогрева гранул в валковом зазоре полоса деформированных гранул, прилегающая к поверхности сердечника шнека, охлаждается (или нагревается) от него; при этом температура ее изменяется на ΔT_{1s}, что требует корректировки величины ΔT_{1W}. Это достаточно просто может быть выполнено с использованием имеющихся решений задач охлаждения или нагрева пластин [50].

Материал, деформированный в валковом зазоре и выдавленный в боковые, нагревается как за счет предварительного деформирования в валковом зазоре (мощность деформирования $P_{1s} = \frac{P_W}{2}\frac{\Delta W}{W + \Delta W}$), так и за счет трения полимера в боковых зазорах о боковые поверхности нарезки шнеков (мощность трения P_{2s}). Учитывая отсутствие экспериментальных данных, можно принять, что в боковых зазорах зацепления среднее давление будет $0{,}5\sigma_1$ [48, 49]. Так как поверхность соприкосновения материала в боковых зазорах с поверхностью винтовой нарезки шнеков S_W равна

$$S_W = \beta\frac{D_1^2}{4} - 0{,}5(D_1 - h)\sqrt{2D_1h - h^2}, \qquad (3.18)$$

где

$$\beta = \arccos\left(1 - \frac{4h}{D_1} + 2h^2D_1^2\right),$$

то мощность, затраченная на деформирование материала в боковых зазорах, составит:

$$P_s = P_{1s} + P_{2s} = \frac{P_W}{2}\frac{\Delta W}{W + \Delta W} + \frac{\sigma_1 S_W \pi N \bar{R}}{30}. \qquad (3.19)$$

Расчет приращения температуры материала после прохождения боковых зазоров может быть выполнен аналогично расчету для валкового зазора.

После достижения полимером, деформируемым в валковом и боковом зазорах, температуры плавления (точка *2*, рис. 3.25) образуются пленки расплава на поверхности сердечника шнека (толщиной, равной приблизительно δ_0) и на боковых поверхностях винтового канала (толщиной δ_s), а гранулы полимера, не участвующие в деформациях, скапливаются в зоне, прилегающей к валковому зазору (зона *A*, рис. 3.28). При этом, вследствие наличия упомянутых пленок расплава, меняются и условия взаимодействия гранул полимера и шнеков. Поскольку поток расплава полимера, приносимый в пленку за счет вращения шнеков, больше потока утечек через валковые и боковые зазоры, наблюдается «складкообразное» их укладывание, обволакивание расплавом полимера нерасплавленных гранул и образование зоны *B*, содержащей расплав полимера с температурой $T = T_{sp}$ и гранулы с температурой T_2. Величина T_2 рассчитывается аналогично T_1 с учетом времени перемещения С-образной секции на длину $L_I + L_{II}$ (см. рис. 3.25). В зоне *C* (рис. 3.28) расплав имеется только в виде пленок на боковых поверхностях винтового канала и сердечника шнека. В этих пленках могут быть включения многократно деформированных гранул малого размера. На внутренней поверхности цилиндра пленка расплава отсутствует.

В процессе дальнейшего перемещения С-образной секции происходит пропитка гранул полимера в зоне *B* (рис. 3.28) расплавом, поступающим из пленок, находящихся на стенках секций, их нагрев и плавление (зона III, рис. 3.25). В этой зоне экструдера температура полимера в образовавшемся расплаве возрастает от T_{sp} до T_{p3} (см. рис. 3.25), а гранул — от T_{G2} до T_{sp}. Время полного расплавления гранул t_p может быть рассчитано как время нагрева бруса с поперечным сечением $(W - 2\delta_s) \times (h - \delta_0)$ от температуры T_{G2} до T_{sp}. При этом для оценки прироста температуры можно использовать имеющиеся в литературе модели процессов вальцевания. Увеличение длины зоны *A* происходит за счет плавления материала в С-образной секции (в зоне *B*, рис. 3.28), а также за счет утечек через зазоры зацепления. Положение границы зоны III (точка *3*, рис. 3.25) может быть определено из условия $L_{III} = v_1 t_p$, где v_1 — скорость перемещения секции в направлении оси экструдера. В конце этой зоны средняя температура расплава равна $\bar{T}_{p3}$, а длина зоны *A* определяется из материального баланса.

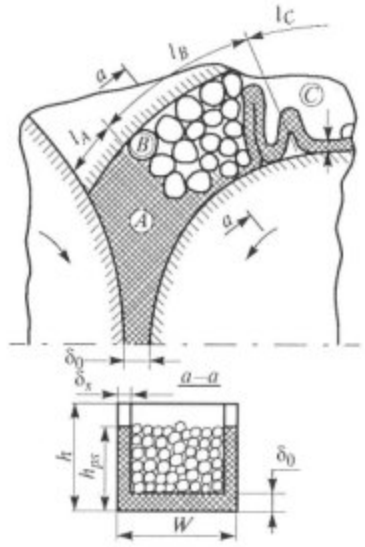


Рис. 3.28. Модель плавления полимеров в зоне сопряжения шнеков

В зоне IV длиной L_{IV} (см. рис. 3.25) за счет утечек через зазоры зацеплений происходит увеличение длины зоны A (рис. 3.28) до полного заполнения С-образной секции расплавом в точке *4*, которая и может рассматриваться как граница зоны плавления. Таким образом, предложенная модель процесса плавления полимера в двухшнековом экструдере позволяет определить как длину этой функциональной зоны, так и температуру расплава на выходе из нее.

3.3.2. ПРОЦЕССЫ ТЕЧЕНИЯ РАСПЛАВОВ ПОЛИМЕРОВ В ПЕРЕХОДНОЙ ЗОНЕ ДВУХШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

Процессы течения расплавов полимеров в винтовых каналах и в зазорах зацепления двухшнековых экструдеров в настоящее время мало изучены, а в имеющихся публикациях авторы [2, 6, 7, 16, 31] исходят из теории одношнековой экструзии или простых геометрических представлений. Недостаточность информации в этой области объясняется сложностью гидродинамических процессов, протекающих в двухшнековых экструдерах. Только с середины 70-х годов XX века начали появляться теоретически обоснованные исследования в этой области.

При решении рассматриваемой задачи используются общепринятые допущения: несжимаемость жидкости, стационарность процесса, условия прилипаемости, пренебрежение инерционными и массовыми силами.

Для упрощения рассматривается изотермическая задача, жидкость принимается ньютоновской, а неньютоновский характер реальных полимеров учитывается использованием понятия эффективной (кажущейся) вязкости. При этом эффективную вязкость перерабатываемого материала необходимо определять по среднеинтегральной скорости сдвига, методика расчета которой изложена ниже.

Экспериментальные исследования, проведенные авторами работ [1, 30, 42, 43] на реальных двухшнековых экструдерах с полимерами, показали наличие между зонами пластикации (плавления) и дозирования (выдавливания) участков шнеков, винтовые каналы которых не полностью заполнены расплавом. Это объясняется тем, что объем С-образной секции винтового канала в зоне загрузки выполняется бóльшим, чем в зоне дозирования, а удельный объем полимера по мере его плавления уменьшается. Сложность гидро- и термодинамических процессов, протекающих в винтовых каналах и зазорах зацепления шнеков, затрудняет выбор такой геометрии шнеков, которая обеспечивала бы полное заполнение винтовых каналов по всей их длине (от зоны плавления до зоны дозирования).

В настоящее время за основу при выборе геометрических размеров шнеков берут коэффициент сжатия (отношение объемов

С-образных секций в зонах загрузки и дозирования), определяемый экспериментально [1].

Выбранную степень сжатия обеспечивают применением секционных шнеков (ступенчатое изменение объемов С-образных секций), изменением глубины винтовых каналов или шага нарезки [45]. Во многих случаях применяются шнеки без компрессии (сжатия). При любой из указанных конструкций шнеков трудно добиться, чтобы винтовые каналы по всей длине зоны плавления полностью были заполнены расплавом полимера [46].

Участок шнеков с не полностью заполненными винтовыми каналами, названный авторами работы [47] зоной прокатки, или переходной (между зонами загрузки и выдавливания), вносит существенный вклад в суммарное смесительное воздействие, производительность и мощность привода двухшнековых экструдеров. Следовательно, учет этой зоны при анализе работы двухшнековых экструдеров необходим.

Модель течения расплава полимера в зоне прокатки двухшнековых экструдеров показана на рис. 3.29 [47]. Выражения для скоростей потока и давления в зоне прокатки можно получить решением уравнений движения и неразрывности.

Уравнение движения в этом случае, с учетом принятых выше допущений, принимает следующий вид [52] (см. рис. 3.29):

$$\frac{d^2 v_{zu}}{dy^2} = \frac{1}{\mu_u}\left(\frac{dP}{dz}\right)_u. \qquad (3.20)$$

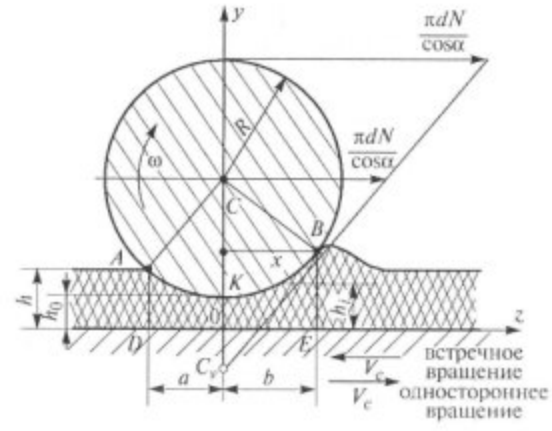


Рис. 3.29. Модель течения полимера в зоне прокатки двухшнекового экструдера

Уравнение (3.20) решаем при следующих граничных условиях:
1) для встречного вращения шнеков

$$y=0,\ a\le z\le b,\quad v_{yu}=0;\quad v_{zu}=-v_c=-\pi dN\cos\alpha;$$
$$y=h,\ a\le z\le b,\quad v_{yu}=-\omega z;\quad v_{zu}=\omega(h_i-h_0);$$
$$z=-a,\ 0\le y\le h,\quad \left(\frac{dP}{dz}\right)_u=0; \tag{3.21}$$

2) для одностороннего вращения шнеков

$$y=0,\ -a\le z\le b,\ v_{yu}=0;\ v_{zu}=v_c=\pi dN\cos\alpha;$$
$$y=h,\ -a\le z\le b,\ v_{yu}=-\omega z;\ v_{zu}=\omega(h_i-h_0);$$
$$z=-a,\ 0\le y\le h,\left(\frac{dP}{dz}\right)_u=0. \tag{3.22}$$

В результате получим следующие выражения для скоростей v_{zu}:
1) при встречном вращении шнеков:

$$v_{zu}^b=\frac{1}{2\mu_u}\left(\frac{dP}{dz}\right)_u\left(y^2-yh_i\right)+\omega\left(1-\frac{h_0}{h_i}\right)y+\pi dN\left(\frac{y}{h_i}-1\right); \tag{3.23}$$

2) при одностороннем вращении шнеков

$$v_{zu}^0=\frac{1}{2\mu_u}\left(\frac{dP}{dz}\right)_u\left(y^2-yh_i\right)+\omega\left(1-\frac{h_0}{h_i}\right)y+\pi dN\left(1-\frac{y}{h_i}\right). \tag{3.24}$$

В уравнениях (3.23) и (3.24): $(dP/dz)_u$ — градиент давления в винтовом канале С-образной секции переходной зоны; μ_u — эффективная вязкость расплава полимера в этой зоне; ω — угловая скорость шнека; d — диаметр сердечника шнека; N — частота вращения шнеков; h — глубина винтового канала.

Для нахождения градиента давления (dP/dz) обратимся к уравнению неразрывности, имеющему в рассматриваемом случае вид:

$$\frac{\partial v_{zu}}{\partial z}+\frac{\partial v_{yu}}{\partial y}=0. \tag{3.25}$$

Беря от обеих частей этого уравнения интегралы по y в пределах от 0 до h и принимая во внимание условия (3.21) и (3.22) для v_{yu}, получим уравнение

$$v_{yu}=\omega h_i=\int_0^h\frac{\partial v_{zu}}{\partial z}dy=\frac{\partial}{\partial z}\int_0^h v_{zu}dy-\omega\left(h_i-h_0\right)\frac{dh}{dz},$$

интегрированием которого по y находим:

$$2\int_0^h v_{zu}dy=\omega\left(z^2+h_i^2-2h_0h_i\right)+C. \tag{3.26}$$

Совместным решением уравнений (3.23) и (3.26) с учетом последнего из граничных условий (3.21) определяем значение постоянной интегрирования C:

$$C=-\pi dN\cos\alpha+\omega\left(h_0\,h_i-a^2\right),$$

откуда градиент давления в переходной зоне равен:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_u=-\frac{6\mu_u\omega\left(z^2-a^2\right)}{h_i^3}. \tag{3.27}$$

Текущее значение h_i толщины является функцией координаты z. Из рис. 3.29 видно, что

$$h_i=h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}. \tag{3.28}$$

Тогда

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_u=-\frac{6\mu_u\omega\left(z^2-a^2\right)}{h_0+R-\sqrt{R^2+z^2}}. \tag{3.29}$$

Нетрудно убедиться, что выражение для градиента давления $(dP/dz)_u$ одинаково как для встречного, так и для одностороннего вращения шнеков. Величина $(\partial P/\partial z)_u$ зависит только от величины угловой скорости ω и значения эффективной вязкости μ_u, определяемой отдельно для встречного и одностороннего вращения шнеков.

Для нахождения вертикальной составляющей v_{yu} скорости потока в переходной зоне обратимся к уравнению неразрывности (3.25), откуда следует:

$$v_{yu}=-\int_0^y\frac{\partial v_{zu}}{\partial z}dy.$$

Тогда при встречном вращении шнеков имеем:

$$v_{yu}^b=-\int_0^y\frac{\partial v_{zu}^b}{\partial z}dy=\frac{1}{2\mu_u}\left(\frac{\partial^2P}{\partial z^2}\right)_u\left(\frac{y^3}{3}-\frac{y^2h_i}{2}\right)-\frac{1}{4\mu_u}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_u y^2\frac{dh_i}{dz}+$$
$$+\frac{\omega h_0y^2}{2h_i^2}\frac{dh_i}{dz}-\frac{\pi dN}{2h_i^2}\frac{dh_i}{dz}, \tag{3.30}$$

а при одностороннем вращении имеем:

$$v_{yu}^0 = -\int_0^y \frac{\partial v_{zu}^b}{\partial z}\,dy = \frac{1}{2\mu_u}\left(\frac{\partial^2 P}{\partial z^2}\right)_u\left(\frac{y^3}{3} - \frac{y^2 h_i}{2}\right) - \frac{1}{4\mu_u}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_u y^2 \frac{dh_i}{dz} + \frac{\omega h_i y^2}{2h_i^2}\frac{dh_i}{dz} + \frac{\pi dN}{2h_i^2} y^2 \frac{dh_i}{dz}, \quad (3.31)$$

где dh_i/dz и $(\partial^2 P/\partial z^2)_u$ легко находятся из выражений (3.28) и (3.29).

3.3.3. ПРОЦЕССЫ ТЕЧЕНИЯ РАСПЛАВОВ ПОЛИМЕРОВ В ВИНТОВЫХ КАНАЛАХ С-ОБРАЗНЫХ СЕКЦИЙ ДВУХШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

Если для описания гидродинамики потока в зоне дозирования одношнековых экструдеров применима плоская модель течения, то в двухшнековых экструдерах, где глубина винтового канала h соизмерима с его шириной W ($h \approx W$), необходимо рассматривать задачу течения вязкой жидкости в каналах прямоугольного сечения. В разделе 3.2 экспериментально показано, что в этом случае на распределение скоростей потока в направлениях осей x, y и z большое влияние оказывают боковые стенки винтового канала С-образной секции.

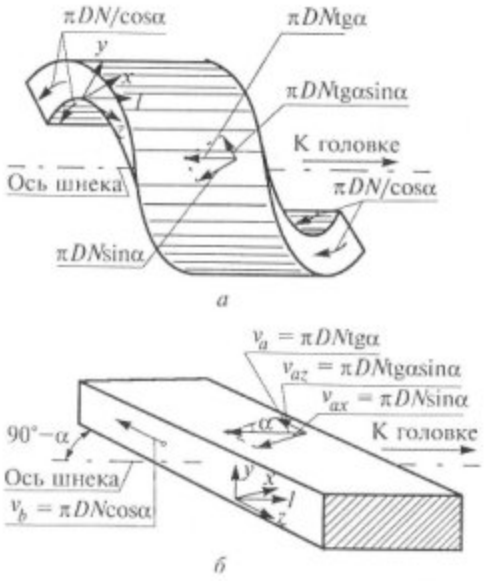


Рис. 3.30. С-образная секция винтового канала двухшнекового экструдера

Впервые модель течения в С-образной секции была предложена [1] для получения теоретического уравнения продольной составляющей v_z скорости потока. Движение жидкости рассматривалось относительно плоской неподвижной секции (рис. 3.30, *б*), полученной разверткой в плоскость реальной С-образной секции (рис. 3.30, *а*).

Поверхность цилиндра, развернутая в плоскость, перемещается относительно рассматриваемого элемента жидкости со скоростью v_a, имеющей компоненты v_{az} и v_{ax}. Поверхность шнека, образующая стенки канала,

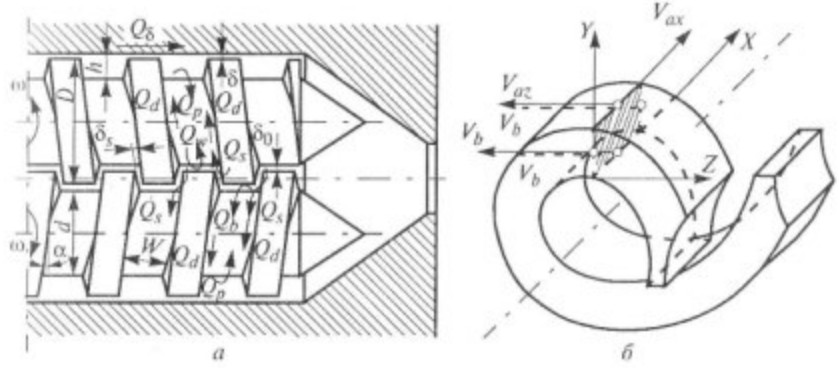


Рис. 3.31. Основные потоки вязкой жидкости в винтовых каналах двухшнекового экструдера (*а*) и скорости потока в С-образной секции (*б*)

перемещается относительно данного элемента жидкости (расплава полимера) со скоростью v_b в направлении оси z. При этом

$$v_a = \pi DN\,\text{tg}\alpha; \quad v_{az} = \pi DN\,\text{tg}\alpha\sin\alpha; \quad v_{ax} = \pi DN\sin\alpha; \quad v_b = \pi DN/\cos\alpha. \quad (3.32)$$

Под действием v_{az} и v_b возникает вынужденный поток Q_d (рис. 3.31, *а*) [37, 53] вдоль винтового канала. Возникновение скоростей этого потока вызвано только внутренним трением (наличием вязкого трения в расплаве полимера).

Ввиду выжимающего действия витков сопряженного шнека вдоль канала возникает градиент давления $(\partial P/\partial z)_к$, вызывающий поток под давлением Q_p (обратный поток) (рис. 3.31, *а*) с параболическим распределением профиля скоростей. Наложение этих потоков дает результирующую эпюру скоростей потока в винтовых каналах двухшнековых экструдеров.

Наличие зазоров зацепления δ_0, δ_s, δ и действие градиента давления $(\partial P/\partial z)_к$ вызывает потоки утечек через указанные зазоры: Q_W (через валковые зазоры δ_0), Q_s (через боковые зазоры δ_s) и Q_δ (через радиальные зазоры δ). Дальнейшее усовершенствование модели движения в С-образных секциях отражено в работах [37, 53] (рис. 3.31, *б*).

При общепринятых допущениях (пренебрежение инерционными и массовыми силами, изотермичность и стационарность процесса течения) для ньютоновской жидкости уравнения движения и неразрывности принимают следующий вид:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_к = \mu\frac{\partial^2 v_{zк}}{\partial x^2} + \mu\frac{\partial^2 v_{zк}}{\partial y^2}; \quad (3.33)$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{к}} = 2\mu\frac{\partial^2 v_{x\text{к}}}{\partial x^2} + \mu\left(\frac{\partial^2 v_{x\text{к}}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_{y\text{к}}}{\partial y^2}\right); \tag{3.34}$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_{\text{к}} = 2\mu\frac{\partial^2 v_{y\text{к}}}{\partial y^2} + \mu\left(\frac{\partial^2 v_{x\text{к}}}{\partial y\partial x} + \frac{\partial^2 v_{y\text{к}}}{\partial x^2}\right); \tag{3.35}$$

$$\frac{\partial v_{x\text{к}}}{\partial x} + \frac{\partial v_{y\text{к}}}{\partial y} = 0. \tag{3.36}$$

Решение уравнения (3.33) впервые получено автором работы [1] при граничных условиях (см. рис. 3.30)

$$\begin{aligned}
&x = 0,\ 0 \le y \le h,\ v_{z\text{к}} = -\frac{\pi DN}{\cos\alpha};\\
&x = W,\ 0 \le y \le h,\ v_{z\text{к}} = -\frac{\pi DN}{\cos\alpha};\\
&y = 0,\ \ 0 \le x \le W,\ v_{z\text{к}} = -\frac{\pi DN}{\cos\alpha};\\
&y = h,\ 0 \le x \le W,\ v_{z\text{к}} = \pi DN\,\mathrm{tg}\alpha\sin\alpha
\end{aligned} \tag{3.37}$$

в следующем виде при $(\partial P/\partial z)_{\text{к}} = \text{const}$:

$$v_{z\text{к}} = \frac{4DN\cos\alpha}{\pi}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{2m+1}\frac{\mathrm{sh}\left(\frac{2m+1}{W}\pi y\right)}{\mathrm{sh}\left(\frac{2m+1}{W}\pi h\right)}\sin\left(\frac{2m+1}{W}\pi x\right)\right] - \frac{\pi DN}{\cos\alpha} + \tag{3.38}$$

$$+\frac{1}{\mu_{\text{к}}}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{к}}\left\{\frac{y^2}{2} - \frac{yh}{2} + \frac{4h^2}{\pi^3}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^3}\frac{\mathrm{ch}\left[\pi(2m+1)\frac{2x-W}{2h}\right]}{\mathrm{ch}\left[\pi(2m+1)\frac{W}{2h}\right]}\sin\left(\frac{2m+1}{h}\pi y\right)\right]\right\}.$$

Первые два члена правой части уравнения (3.38) описывают распределение скорости вынужденного потока Q_d (рис. 3.31, *а*), обусловленного относительным движением поверхностей шнека и цилиндра, а последний член — распределение скорости потока Q_p под действием $(\partial P/\partial z)_{\text{к}}$, возникающего в результате выжимающего действия витков сопряженного шнека.

Дифференцированием уравнения неразрывности (3.36) по x и y и подстановкой полученного выражения в (3.34) и (3.35) находим [37, 53]:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial x}\right)_{\text{к}} = \mu_{\text{к}}\left(\frac{\partial^2 v_{x\text{к}}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_{x\text{к}}}{\partial y^2}\right); \tag{3.39}$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_{\text{к}} = \mu_{\text{к}}\left(\frac{\partial^2 v_{y\text{к}}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_{y\text{к}}}{\partial y^2}\right). \tag{3.40}$$

Определение скоростей $v_{x\text{к}}$ в поперечном направлении сводится к решению дифференциального уравнения (3.39) при следующих граничных условиях:

$$\begin{aligned}
&x = 0,\quad x = W,\quad 0 \le y \le h,\quad v_{x\text{к}} = 0;\\
&y = 0,\quad 0 \le x \le W,\quad v_{x\text{к}} = 0;\\
&y = h,\quad 0 \le x \le W,\quad v_{x\text{к}} = \pi DN\sin\alpha.
\end{aligned} \tag{3.41}$$

На основании экспериментальных данных [46] (см. также раздел 3.2) при решении указанного уравнения принималось, что $(\partial P/\partial z)_{\text{к}} = \text{const}$. Тогда решением уравнения (3.39) при граничных условиях (3.41) получим выражение поперечной скорости $v_{x\text{к}}$ циркуляционного течения в винтовых каналах С-образной секции в следующем виде:

$$v_{x\text{к}} = 4DN\sin\alpha\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{2m+1}\frac{\mathrm{sh}\left(\frac{2m+1}{W}\pi y\right)}{\mathrm{sh}\left(\frac{2m+1}{W}\pi h\right)}\sin\left(\frac{2m+1}{W}\pi x\right)\right] + \frac{1}{2\mu_{\text{к}}}\left(\frac{\partial P}{\partial x}\right)_{\text{к}} \times$$

$$\times\left\{\frac{y^2}{2} - \frac{yh}{2} + \frac{4h^2}{\pi^3}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^3}\frac{\mathrm{ch}\left[\frac{\pi(2m+1)(2x-W)}{2h}\right]}{\mathrm{ch}\left[\frac{\pi W(2m+1)}{2h}\right]}\sin\left(\frac{2m+1}{h}\pi y\right)\right]\right\}. \tag{3.42}$$

Величина $(\partial P/\partial z)_{\text{к}}$ в последнем уравнении определяется из равенства нулю поперечного циркуляционного потока:

$$\int_0^h v_{x\text{к}}\,\mathrm{d}y = 0. \tag{3.43}$$

Совместным решением уравнений (3.42) и (3.43) получим:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial x}\right)_{\text{к}} = -\frac{4DN\mu_{\text{к}}W\sin\alpha}{\pi}\frac{\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{(-1)^m}{(2m+1)^2}\frac{\mathrm{ch}\left(\frac{2m+1}{W}\pi h - 1\right)}{\mathrm{sh}\left(\frac{2m+1}{W}\pi h\right)}\right]}{-\frac{h^3}{12} + \frac{8h^3}{\pi^4}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^4}\frac{1}{\mathrm{ch}\left(\frac{2m+1}{2}\pi\right)}\right]}. \tag{3.44}$$

Наличие поперечной циркуляции жидкости в нормальном сечении винтового канала предопределяет существование вертикальной составляющей $v_{\text{ук}}$ скорости потока. Решением дифференциального уравнения (3.40) при граничных условиях

$$\begin{aligned} &x=0, && 0\le y\le h, && v_{\text{ук}}=0;\\ &x=W/2, && 0\le y\le h, && v_{\text{ук}}=0;\\ &y=0, && 0\le x\le W/2, && v_{\text{ук}}=0;\\ &y=h, && 0\le x\le W/2, && v_{\text{ук}}=0. \end{aligned} \tag{3.45}$$

получим следующее выражение для расчета профиля вертикальной составляющей скорости $v_{\text{ук}}$ циркуляционного течения:

$$v_{\text{ук}}=\frac{1}{\mu_{\text{к}}}\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_{\text{к}}\left(h^2+hy\right)+\frac{1}{\mu_{\text{к}}}\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_{\text{к}}\frac{1}{\pi^3}\sum_{m=0}^{\infty}\left\{\frac{1}{(2m+1)^3}\times\right.$$
$$\left.\times\frac{\operatorname{ch}\left[\pi(2m+1)\dfrac{2x-W}{2h}\right]}{\operatorname{ch}\left[\pi(2m+1)\dfrac{W}{2h}\right]}\sin\left(\frac{2m+1}{h}\pi y\right)\right\}. \tag{3.46}$$

Градиент давления $(\partial P/\partial y)_{\text{к}}$ в уравнении (3.46) находим из соотношения [37]:

$$\int_0^y v_{\text{хк}}\,\mathrm{d}y\Big|_{x=\frac{W}{2}}=\int_0^{W/2}v_{\text{ук}}\,\mathrm{d}x. \tag{3.47}$$

Совместным решением уравнений (3.42), (3.46) и (3.47) получим:

$$\frac{4DNW\sin\alpha}{\pi}\sum_{m=0}^{\infty}\left\{\frac{(-1)^m\left[\operatorname{ch}\dfrac{2m+1}{W}\pi y-1\right]}{(2m+1)^2\operatorname{sh}\left(\dfrac{2m+1}{W}\pi h\right)}\right\}+\frac{1}{\mu_{\text{к}}}\left(\frac{\partial P}{\partial x}\right)_{\text{к}}\times$$
$$\times\left\{\frac{y^3}{6}-\frac{y^2h}{4}+\frac{4h^3}{\pi^4}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^4}\frac{\left[1-\operatorname{ch}\left(\dfrac{2m+1}{h}\pi y\right)\right]}{\operatorname{ch}\left(\dfrac{2m+1}{2h}\pi W\right)}\right]\right\}=\frac{1}{2\mu_{\text{к}}}\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_{\text{к}}\times \tag{3.48}$$
$$\times\left\{\left(y^2-yh\right)\frac{W}{2}+\frac{16h^3}{\pi^4}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^4}\frac{\operatorname{sh}\left(\dfrac{2m+1}{2h}\dfrac{\pi W}{2}\right)}{\operatorname{ch}\left(\dfrac{2m+1}{2h}\dfrac{\pi W}{2}\right)}\sin\left(\frac{2m+1}{h}\pi y\right)\right]\right\}.$$

После подстановки выражения (3.44) для $(\partial P/\partial z)_{\text{к}}$ и математических преобразований для $y=h/2$ ($\partial P/\partial y$ мало зависит от координаты y) получим:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_{\text{к}}\Big|_{y=\frac{h}{2}}=\frac{8DNW\sin\alpha}{\pi}\times$$
$$\times\frac{\sum_{m=0}^{\infty}\left[\dfrac{(-1)^m}{(2m+1)^2}\dfrac{\operatorname{ch}\left(\dfrac{2m+1}{W}\dfrac{\pi h}{2}\right)-\operatorname{ch}\left(\dfrac{2m+1}{W}\pi h\right)-0{,}5}{\operatorname{sh}\left(\dfrac{2m+1}{W}\pi h\right)}\right]}{-\dfrac{h^2W}{8}+\dfrac{16h^3}{\pi^4}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\dfrac{(-1)^m}{(2m+1)^4}\operatorname{th}\left(\dfrac{2m+1}{2h}\dfrac{\pi W}{2}\right)\right]}. \tag{3.49}$$

На рис. 3.32 представлены эпюры скоростей $v_{\text{хк}}$ (рис. 3.32, *а*), $v_{\text{ук}}$ (рис. 3.32, *б*) и $v_{\text{zк}}$ (рис. 3.32, *в*) потока в винтовых каналах С-образных секций двухшнекового экструдера, построенные по результатам расчета на ЭВМ уравнений (3.42), (3.46) и (3.38).

При сравнении указанных теоретических скоростей потока с экспериментально полученными (см. рис. 3.10, 3.19, 3.20) видно, что:

1) эпюры расчетных и экспериментально замеренных скоростей $v_{\text{zк}}$ идентичны;

2) если у расчетных эпюр скоростей $v_{\text{хк}}=0$ наблюдается при $y/h=2/3$, то у экспериментально полученных $v_{\text{хк}}=0$ при $y/h=0{,}7\div0{,}8$;

3) у расчетных эпюр скоростей $v_{\text{ук}}$ не сказывается влияние боковых стенок винтового канала, в то время как у экспериментально полученных заметно их влияние (максимум $v_{\text{ук}}$ смещен к боковым стенкам).

Такое различие расчетных и экспериментальных эпюр скоростей $v_{\text{хк}}$ и $v_{\text{ук}}$ связано с тем, что при решении уравнений (3.39) и (3.40) авторами работ [37, 53] были приняты упрощающие допущения о том, что $(\partial P/\partial x)_{\text{к}}=\text{const}$ и $(\partial P/\partial y)_{\text{к}}=\text{const}$. Однако такое небольшое допущение вполне допустимо для инженерных расчетов и анализа процессов смешения.

При выводе уравнений для расчета скоростей потока в винтовых каналах С-образных секций $v_{\text{zк}}$, $v_{\text{хк}}$, $v_{\text{ук}}$ [уравнения (3.38), (3.42), (3.46)] исходили из предположения о постоянстве градиентов давления $(\partial P/\partial z)_{\text{к}}$,$(\partial P/\partial x)_{\text{к}}$ и $(\partial P/\partial y)_{\text{к}}$.

При неизвестной закономерности изменения указанных градиентов давления распределение скоростей потока в винтовых каналах С-образной секции можно рассчитать на ЭВМ [45] методом конечных разностей. Для этого поперечное сечение винтового

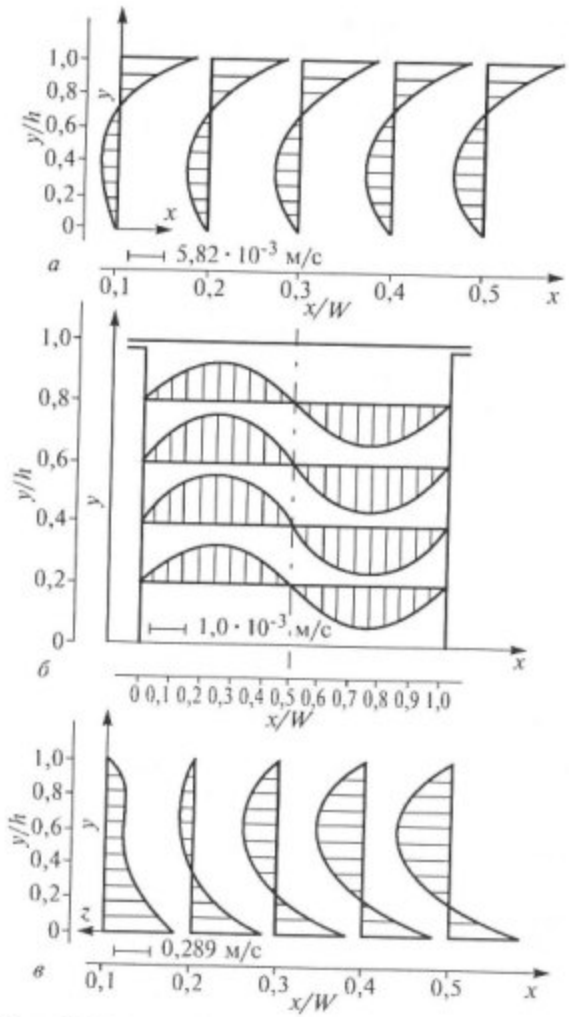


Рис. 3.32. Теоретические профили скоростей потока поперек $v_{xк}$ (*а*), по высоте $v_{yк}$ (*б*) и вдоль винтового канала $v_{zк}$ (*в*)

канала было разбито на ячейки J (рис. 3.33). При расчете предполагалось стационарное ламинарное изотермическое течение несжимаемых жидкостей в канале прямоугольного сечения (см. рис. 3.33).

Предполагалось, что длина винтового канала С-образной секции $L_{с\text{-}обр}$ намного больше ширины, т. е. $L_с >> W$ (см. рис. 3.33), а также $L_с >> h$. Очевидно, что за исключением входного и выходного участков компоненты скорости $v_{xк}$, $v_{yк}$ и $v_{zк}$ не зависят от ко-

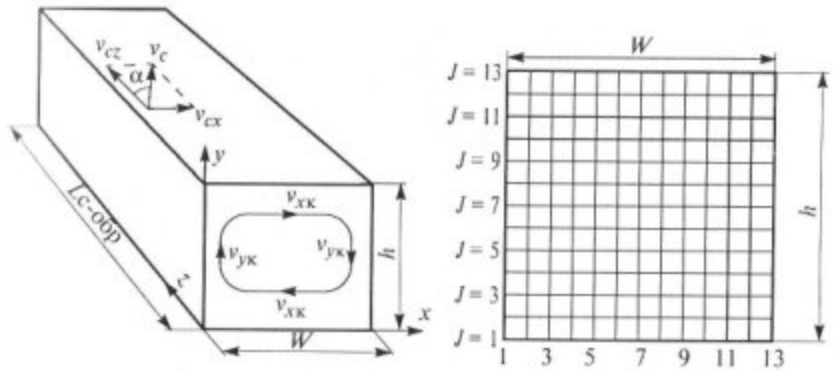


Рис. 3.33. К расчету скоростей потока в канале прямоугольной формы на ЭВМ методом конечных разностей

ординаты z. Нагнетание жидкости происходит за счет движения верхней стенки канала (жидкость смачивает стенки, следовательно, имеет место вязкое течение) и действия перепада давления $(\partial P/\partial z)_к$ по оси z, причем $(\partial P/\partial z)_к$ [45, 46]. При этом верхнее основание (стенка) движется со скоростью v_c под углом α подъема винтового канала (см. рис. 3.33). С учетом принятых допущений уравнения, описывающие течение жидкости в канале, принимают вид:

$$\rho\left(v_{xк}\frac{\partial v_{xк}}{\partial x}+v_{yк}\frac{\partial v_{xк}}{\partial y}\right)=-\left(\frac{\partial P}{\partial x}\right)_к+$$

$$+\frac{\partial}{\partial x}\left(2\mu_э\frac{\partial v_{xк}}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu_э\left(\frac{\partial v_{xк}}{\partial y}+\frac{\partial v_{yк}}{\partial x}\right)\right]; \qquad (3.50)$$

$$\rho\left(v_{xк}\frac{\partial v_{yк}}{\partial x}+v_{yк}\frac{\partial v_{xк}}{\partial y}\right)=$$

$$=-\left(\frac{\partial P}{\partial y}\right)_к+\frac{\partial}{\partial x}\left[\mu_э\left(\frac{\partial v_{yк}}{\partial x}+\frac{\partial v_{xк}}{\partial y}\right)\right]+\frac{\partial}{\partial y}\left(2\mu_э\frac{\partial v_{yк}}{\partial y}\right); \qquad (3.51)$$

$$\rho\left(v_{xк}\frac{\partial v_{zк}}{\partial x}+v_{yк}\frac{\partial v_{xк}}{\partial y}\right)=-\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_к+\frac{\partial}{\partial x}\left(\mu_э\frac{\partial v_{zк}}{\partial x}\right)+\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu_э\left(\frac{\partial v_{zк}}{\partial y}\right)\right]; \qquad (3.52)$$

$$\frac{\partial(\rho v_{xк})}{\partial x}+\frac{\partial(\rho v_{yк})}{\partial y}=0; \qquad (3.53)$$

$$\mu_э=\mu_э\left(\frac{1}{2}J_2\right),$$

где $\mu_э$ — эффективная вязкость расплава полимера; ρ — плотность расплава; J_2 — второй инвариант тензора скоростей деформации.

Решение системы уравнений (3.50)—(3.53), которая должна быть еще замкнута граничными условиями, в общем случае нельзя получить в явном виде. Правда, при предположении, что жидкость ньютоновская и критерий Re <<1, а $(\partial P/\partial z) = \text{const}$, решение для $v_{zк} = f(x, y)$ изложено выше [см. уравнение (3.38)] .

Рассмотрим на примере данной задачи применение метода конечных разностей. Однако для этого преобразуем систему уравнений (3.50)—(3.53), так как решение задачи в динамических переменных $\vec{p}$ и $\vec{v}$ сопряжено с рядом трудностей [54]. Основное неудобство состоит в том, что мы заранее не знаем распределение давления в винтовом канале. Поэтому в механике жидкостей при решении двумерных задач предварительно исключают из первых двух уравнений указанной системы давление. Это достигается дифференцированием первого уравнения по y, а второго – по x и последующим вычитанием одного из другого. При этом кроме давления из полученного уравнения исключаются также многие члены, содержащие скорости $v_{xк}$ и $v_{yк}$. Введением новой переменной ψ — функции тока — исключают еще ряд членов, содержащих $v_{xк}$ и $v_{yк}$, а также избегают необходимости в процессе решения удовлетворять уравнению неразрывности (3.53), так как функция тока ψ связана с компонентами скоростей следующими соотношениями [54]:

$$v_{xк} = \frac{1}{\rho}\frac{\partial \psi}{\partial y}; \quad v_{yк} = -\frac{1}{\rho}\frac{\partial \psi}{\partial x}.$$

При дифференцировании был повышен порядок уравнения, который можно снизить с помощью введения еще одной новой зависимой переменной — вихря ω_b:

$$\omega_b = \frac{\partial v_{yк}}{\partial x} - \frac{\partial v_{xк}}{\partial y}. \qquad (3.54)$$

После проведения всех описанных выше преобразований получим:

$$\frac{\partial}{\partial x}\left(v_{zк}\frac{\partial \psi}{\partial y}\right) - \frac{\partial}{\partial y}\left(v_{zк}\frac{\partial \psi}{\partial x}\right) - \frac{\partial}{\partial x}\left(\mu_э \frac{\partial v_{zк}}{\partial x}\right) - \frac{\partial}{\partial y}\left(\mu_э \frac{\partial v_{zк}}{\partial y}\right) + \left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_к = 0; \qquad (3.55)$$

$$\frac{\partial}{\partial x}\left(\omega_b \frac{\partial \psi}{\partial y}\right) - \frac{\partial}{\partial y}\left(\omega_b \frac{\partial \psi}{\partial x}\right) - \frac{\partial}{\partial x}\left(\frac{\partial(\mu_э \omega_b)}{\partial x}\right) - \frac{\partial}{\partial y}\left(\frac{\partial(\mu_э \omega_b)}{\partial y}\right) - \frac{\partial\left(\rho v_{zк}^2\right)}{\partial x} = 0; \qquad (3.56)$$

$$\frac{\partial}{\partial x}\left(\frac{1}{\rho}\frac{\partial \psi}{\partial x}\right) + \frac{\partial}{\partial y}\left(\frac{1}{\rho}\frac{\partial \psi}{\partial y}\right) + \omega_b = 0. \qquad (3.57)$$

Данная постановка задачи позволяет учитывать зависимость вязкости от второго инварианта тензора скоростей деформации, а также зависимость плотности от давления. Система уравнений

(3.55)—(3.57) замыкается граничными условиями прилипания жидкости к стенкам канала, которые имеют вид:

$$\left.\begin{aligned} &x = 0, \quad 0 \le y \le h; \\ &x = W, \ 0 \le y \le h; \\ &y = 0, \quad 0 \le y \le W; \end{aligned}\right\} \begin{aligned} &\psi = 0; \\ &v_{xк} = v_{yк} = v_{zк} = 0; \end{aligned}$$

$$y = h, \ 0 \le x \le W; \ v_{yк} = 0; \ \psi = 0;$$

$$v_{cx} = \pi DN \sin\alpha; \ v_{cz} = \pi DN \cos\alpha$$

[ω_b — по формуле (3.54)].

Кроме того, значение вихря на стенке канала в произвольной точке C (рис. 3.33) равно

$$\omega_{bc} = \frac{-2(\psi_i - \psi_c)}{\rho n_i^2} + \frac{2\pi DN}{n_i}, \qquad (3.58)$$

где ψ_c — значение функции тока в точке C на границе; ψ_i – значение функции тока в i-й точке, расположенной на нормали к стенке на расстоянии n_i (см. рис. 3.33).

Уравнения (3.55)—(3.57) были рассчитаны на ЭВМ при различных значениях N, угла подъема α, h/W и вязкости. При расчетах были использованы экспериментально найденные [43] значения $(\partial P/\partial z)_к$ в С-образных секциях винтовых каналов двухшнековых экструдеров. Теоретические эпюры скоростей $v_{zк}$ (рис. 3.34) показывают полную идентичность с экспериментальными (см. рис. 3.10).

Эпюры скоростей $v_{xк}$ и $v_{yк}$ приведены на рис. 3.35 и рис. 3.36. Из рис. 3.35 видно полное совпадение с профилями скоростей $v_{yк}$, рассчитанными из предположения $(\partial P/\partial x)_к = 0$ (рис. 3.32, *а*). Сравнение рис. 3.36 с рис. 3.32, *б* показывает, что расчет $v_{yк}$ из

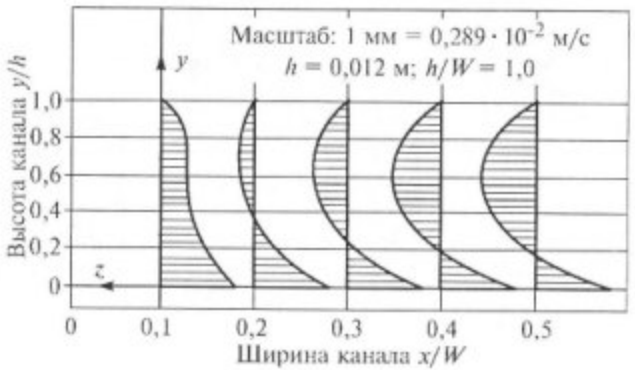


Рис. 3.34. Теоретические эпюры скоростей $v_{zк}$ (расчет на ЭВМ методом конечных разностей)

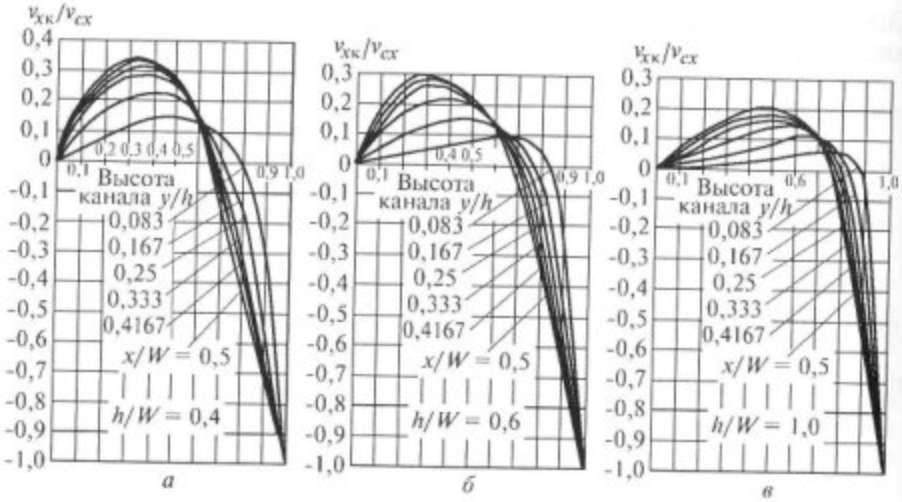


Рис. 3.35. Теоретические эпюры скоростей $v_{хк}/V_c$ (поперек канала) циркуляционного потока в винтовых каналах прямоугольной формы с различными значениями h/W (*а*, *б*, *в*) (расчет на ЭВМ методом конечных разностей)

предположения $(\partial P/\partial y)_к$ = const дает профиль скоростей $v_{ук}$, несколько отличный, чем $v_{хк}$ при $(\partial P/\partial y)_к$ = var. Однако для инженерных расчетов это допустимо, так как компонента $v_{ук}$ не оказывает существенного влияния на производительность и мощность привода двухшнековых экструдеров.

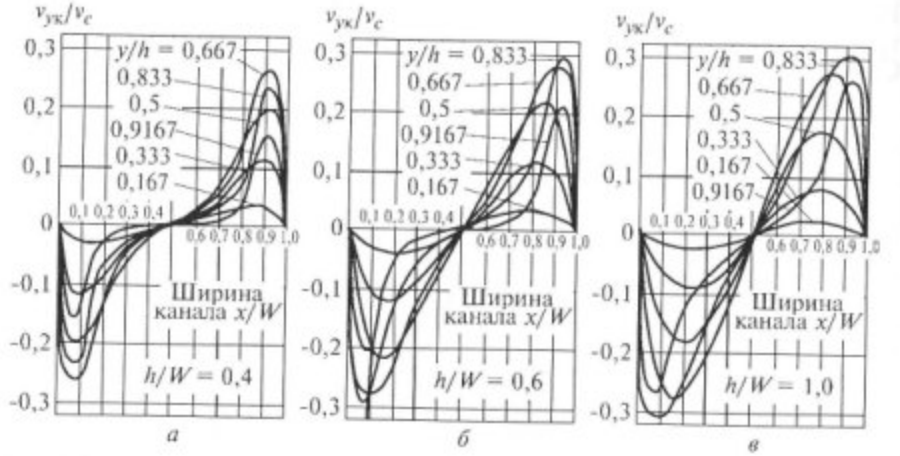


Рис. 3.36. Теоретические эпюры скоростей $v_{ук}/V_c$ (по высоте канала) циркуляционного потока в винтовых каналах прямоугольной формы с различными значениями h/W (*а*, *б*, *в*) (расчет на ЭВМ методом конечных разностей)

Эпюры скоростей $v_{ук}$, рассчитанные на ЭВМ (рис. 3.36), показывают хорошее совпадение с экспериментальными (см. рис. 3.20).

Из рис. 3.35 видно, что с увеличением h/W от 0,4 до 1 сильнее сказывается влияние боковых стенок винтового канала. Это видно на примере смещения безразмерной координаты x/W в сторону увеличения (см. рис. 3.35, *а—в*).

Эпюры скоростей $v_{ук}$ (рис. 3.36) показывают, что в зависимости от h/W меняются координаты x/W максимальных значений $v_{ук}$ (с уменьшением значений h/W вершины кривых смещаются к боковым стенкам). Видно, что уже при h/W =0,4 имеется область значений x/W, где $v_{ук} = 0$. При дальнейшем уменьшении h/W эта область постепенно увеличивается, и при $h/W \le 0,1$ только в небольших пристенных участках канала $v_{ук} \neq 0$. Это обстоятельство подтверждает правомерность пренебрежения компонентой $v_{ук}$ в теории одношнековых экструдеров, снабженных шнеками, винтовые каналы которых имеют значение $h/W < 0,1$.

Проведенный теоретический анализ течения жидкости в винтовых каналах двухшнековых экструдеров показал:

1) при расчетах можно принять $(\partial P/\partial z)_к$ = const и $(\partial P/\partial z)_к$ = const;

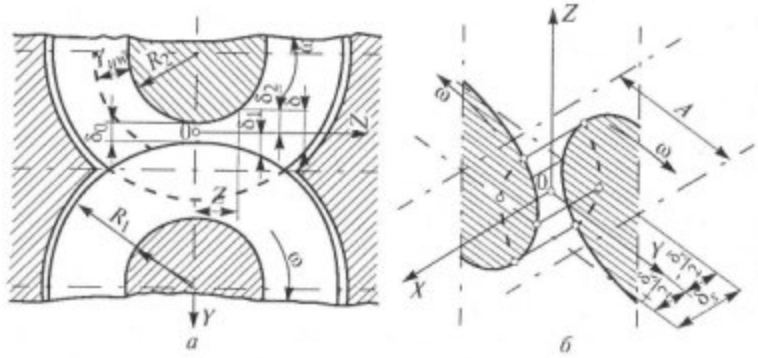
2) при размерах поперечного сечения винтового канала h/W = =0,4÷1,0 нельзя пренебрегать составляющей $v_{ук}$. Особенно важен учет $v_{ук}$ при анализе процессов смешения;

3) эпюры скоростей $v_{хк}$ и $v_{ук}$ показывают, что боковые стенки винтовых каналов оказывают большое влияние на распределение скоростей потока, что свидетельствует об ошибочности утверждений авторов работ [31, 32] , предлагающих пренебречь им.

3.3.4. ПРОЦЕССЫ ТЕЧЕНИЯ РАСПЛАВОВ ПОЛИМЕРОВ ЧЕРЕЗ ВАЛКОВЫЕ И БОКОВЫЕ ЗАЗОРЫ ЗАЦЕПЛЕНИЯ ШНЕКОВ

Условие геометрической совместимости шнеков предполагает обязательное наличие зазоров зацепления — боковых δ_s (аксиальных) и межвалковых δ_0 (радиальных)(см. рис. 3.5).

Впервые течение высоковязких жидкостей в межвалковых зазорах зацепления шнеков рассматривалось авторами работ [23, 24]. Задача решалась в предположении, что координаты начала захвата материала и его выхода из валкового (радиального) зазора (по аналогии с процессом вальцевания) совпадают с координатами точек двух окружностей, образованных внутренними поверхностями цилиндров в нормальном сечении (см. рис. 3.27, *а*). Однако экспериментальные исследования распределения профиля скоростей потока вязкой жидкости в радиальных (валковых) зазорах показали (раздел 3.2.2), что координаты начала захвата материала и его выхода не совпадают с принятыми в работах [23, 24]. Кроме



а *б*

Рис. 3.37. К расчету процессов течения в межвалковом (*а*) и боковом (*б*) зазорах зацепления шнеков

того, при правильном выборе исходных уравнений и граничных условий к ним авторами получены ошибочные результаты их интегрирования.

Выражение для профиля скоростей в валковых зазорах δ_0 зацепления шнеков можно найти из решения дифференциального уравнения движения, имеющего в данном случае вид:

$$\frac{\partial^2 v_{z\delta}}{\partial y^2} = -\frac{1}{\mu_{\text{в}}}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{в}}. \tag{3.59}$$

Решаем дифференциальное уравнение (3.59) при следующих граничных условиях (рис. 3.37, *а*):

1) при встречном вращении шнеков

$$y = \delta_1, \quad v_{z\delta} = \omega R_1;$$

$$y = \delta_2, \quad v_{z\delta} = \omega R_2;$$

2) при одностороннем вращении шнеков

$$y = \delta_1, \quad v_{z\delta} = -\omega R_1;$$

$$y = -\delta_2, \; v_{z\delta} = \omega R_2.$$

В результате получим, что для встречного вращения шнеков

$$v^{\text{в}}_{z\delta} = \frac{1}{2\mu_\delta}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{вв}}\left[\delta_1\delta_2 - y^2 + y(\delta_1 - \delta_2)\right] + \\ + \frac{\omega}{\delta_0}\left[y(R_1 - R_2) + R_1\delta_2 + R_2\delta_1\right], \tag{3.60}$$

а для одностороннего их вращения

$$v^{\text{о}}_{z\delta} = \frac{1}{2\mu_\delta}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{во}}\left[\delta_1\delta_2 - y^2 + y(\delta_2 - \delta_1)\right] + \\ + \frac{\omega}{\delta_0}\left[(R_1 + R_2)(y - \delta_1) + R_1\right], \tag{3.61}$$

где μ_δ — эффективная вязкость расплава в зазоре δ_0.

Величины δ_0, δ_1 и δ_2 являются функциями координат оси z (см. рис. 3.37, *а*). Наиболее сложной задачей является определение величин градиента давления в валковом зазоре $(\partial P/\partial z)_\delta$, входящих в уравнения (3.60) и (3.61). Методика их расчета приведена в следующем разделе.

Наряду с валковым зазором δ_0 существенное влияние на производительность и процесс смешения в двухшнековых экструдерах оказывают боковые зазоры δ_s (см. рис. 3.37, *б*).

Решаем дифференциальное уравнение

$$\frac{\partial^2 v_{z\text{б}}}{\partial x^2} = -\mu_\text{б}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_\text{б} \tag{3.62}$$

при следующих граничных условиях (рис. 3.37):

для встречного вращения шнеков

$$x = \frac{\delta_s}{2}, \quad v_{z\text{б}} = \omega(A/2 + y);$$

$$x = -\frac{\delta_s}{2}, \quad v_{z\text{б}} = \omega(A/2 - y);$$

для одностороннего вращения шнеков

$$x = \frac{\delta_s}{2}, \; v_{z\text{б}} = \omega(A/2 + y);$$

$$x = -\frac{\delta_s}{2}, \quad v_{z\text{б}} = \omega(A/2 - y).$$

В результате решения получим, что скорость потока жидкости при встречном вращении шнеков равна

$$v^{\text{в}}_{z\text{б}} = \frac{1}{2\mu_\text{б}}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{бв}}\left(\frac{\delta_s^2}{4} - x^2\right) + \omega\left(\frac{2yx}{\delta_s} + \frac{A}{2}\right), \tag{3.63}$$

а для одностороннего вращения шнеков скорость $v^{\text{о}}_{z\text{б}}$ рассчитывается, как

$$v^{\text{о}}_{z\text{б}} = \frac{1}{2\mu_\text{б}}\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{\text{бо}}\left(x^2 + x\delta_s + \frac{\delta_s^2}{4}\right) + \omega\left(\frac{Ax}{\delta_s} + y\right), \tag{3.64}$$

где $\mu_\text{б}$ — эффективная вязкость расплава полимера в боковом зазоре δ_s; $(\partial P/\partial z)_{\text{бв}}$, $(\partial P/\partial z)_{\text{бо}}$ — градиенты давления в зазоре δ_s при встречном и одностороннем вращении шнеков.

Обычно значения межосевого расстояния A шнеков и боковых зазоров δ_s являются заданными.

Методика расчета $(\partial P/\partial z)_6$ приведена в следующем разделе.

3.4. ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ СО ВСТРЕЧНЫМ И ОДНОСТОРОННИМ ВРАЩЕНИЕМ ШНЕКОВ

3.4.1. АНАЛИЗ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ С ОДНОСТОРОННИМ И ВСТРЕЧНЫМ ВРАЩЕНИЕМ ШНЕКОВ И ПОТОКОВ УТЕЧЕК ЧЕРЕЗ ЗАЗОРЫ ЗАЦЕПЛЕНИЯ

Впервые уравнение для расчета производительности двухшнековых экструдеров было предложено автором работы [6] в виде

$$Q_{\max} = iNh(2\pi - \alpha')(\pi D \operatorname{tg}\alpha - e)(D - h), \qquad (3.65)$$

где i — число заходов винтовой нарезки; N — частота вращения шнеков; D, h, α — наружный диаметр, глубина и угол подъема винтового канала шнека соответственно; α' — угол перекрытия, который определяется по формуле

$$\cos\alpha' = 1 - \frac{2h}{D-h} + \frac{h^2}{2(D-h)^2}. \qquad (3.66)$$

Уравнение (3.65) определяет производительность двухшнекового экструдера для крайнего (предельного) случая, когда С-образные секции винтовых каналов полностью изолированы друг от друга, и выражает следующий физический смысл: весь материал, заполняющий объем С-образных секций, выдавливается из каждого шнека за один оборот. Однако необходимость обеспечения геометрической совместимости обусловливает наличие зазоров их зацепления и, как следствие, отсутствие изолированности С-образных секций. Наличие же сопротивления формующего инструмента, на входе которого устанавливается давление P выжимающего действия сопряженного шнека, а также относительного движения стенок винтовых каналов и цилиндра является причиной возникновения потоков утечек через зазоры зацепления шнеков.

С целью исследования влияния конструкции шнеков и направления их вращения на производительность двухшнековых экструдеров авторы работ [35, 36, 45] проводили исследования их напорно-расходных характеристик. Эксперименты проводились на модельном экструдере с прозрачным цилиндром (рис. 3.38), основным элементом которого является прозрачный корпус *1*, выполненный из оргстекла, с загрузочной воронкой *2* и штуцером *3*. Установка была укомплектована набором однозаходных шнеков *4* без компрессии с длиной нарезной части 0,3 м, различной конфи-

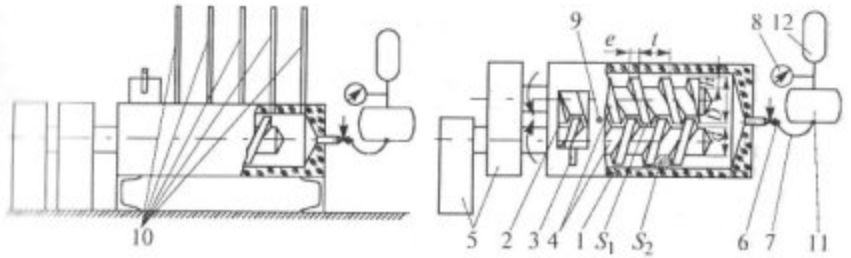


Рис. 3.38. **Схема экспериментальной установки для исследования рабочих характеристик двухшнековых экструдеров**

гурацией и геометрическими размерами поперечного сечения винтового канала.

Для размещения шнеков корпус имел два отверстия диаметром 0,04 м и межцентровым расстоянием 0,032 м.

Из табл. 3.1 видно, что шнеки были изготовлены таким образом, чтобы можно было получить различную степень замкнутости С-образных секций винтового канала, варьируя величины межвитковых и боковых зазоров зацепления. Плотность зацепления оценивалась коэффициентом K, рассчитываемым как отношение площади зазора зацепления S_1 шнеков к суммарной площади S_2 нормальных сечений винтового канала, а также кольцевого зазора между внутренней поверхностью корпуса экструдера и гребнем нарезки на длине одного шага (см. рис. 3.38).

Конструкция установки позволяла производить быструю смену шнеков, а универсальный привод *5* позволял плавно изменять частоту и направление их вращения со встречного на одностороннее. На выходе из модельного экструдера был установлен пробковый кран *6*, с помощью которого можно было менять давление в головке, а следовательно, и производительность установки. Для определения зависимости величины потоков утечек от сопротивления головки модельная жидкость (глицерин вязкостью $9{,}31 \cdot 10^{-1}$ Па · с) по гибкому шлангу *7* нагнеталась во вход установки при неподвижных шнеках *4* в направлении загрузочного отверстия *2*. Эксперимент проводился при постоянном давлении в головке, контролируемом динамометром *8* и установленными в отверстиях *9* манометрическими трубками *10*. Подача модельной жидкости осуществлялась из резервуара *11* под действием сжатого азота, подаваемого из баллона *12*. Отбор глицерина при этом производился через штуцер *3*. Манометрические трубки *10* служили также для замера давления по длине экструдера. Прозрачный корпус *1* позволял визуально исследовать распределение потоков модельной жидкости в рабочей полости экструдера. Эксперименты проводились по следующей методике.

Таблица 3.1. **Параметры экспериментальной установки (рис. 3.38)**

№№ шнеков	Геометрия	D, мм	d, мм	t, мм	e, мм	h, мм	K	Вращение шнеков
1		39,5	23,45	16	8,8/4,85	8,05	0,3077	
2		39,45	23,05	16	8,25/4,1	8,2	0,4935	
3		39,40	24,2	14	4,2	7,6	0,5765	Одностороннее
4		39,20	23,55	19,9	5,9	7,825	0,67089	
5		39,30	23,7	14	3,1/2,6	7,8	0,78089	
6		39,30	23,1	16	3,4	8,1	0,81107	
7		39,5	22,7	16	6,9	8,3	0,40837	
8		39,4	23,6	16	6	7,9	0,47255	Встречное
9		39,0	23,2	17,7	9,6/4,8	7,9	0,6028	
10		39,4	22,5	16	4	8,45	0,7947	

Соединив гибким шлангом *7* выход из экструдера со штуцером загрузочного отверстия и обеспечив тем самым рециркуляцию модельной жидкости, с помощью универсального привода устанавливалась определенная частота вращения шнеков. После вывода экструдера на стационарный режим работы гибкий шланг отсоединялся от штуцера загрузочного отверстия, и выходящий поток модельной жидкости направлялся в мерный цилиндр для определения производительности установки. Подача глицерина в загрузочное отверстие при этом осуществлялась периодически с помощью мерного сосуда с пробковым краном, которым поддерживался постоянный уровень модельной жидкости в загрузочном отверстии. Распределение давления по длине экструдера $p = f(L)$, начальной точкой отсчета которой являлась середина загрузочной воронки, фиксировалось с помощью манометрических трубок. Производительность экструдера варьировалась пробковым краном, установленным на выходе из экструдера. В каждом эксперименте замерялись давление p на выходе из экструдера и производительность, при этом получали данные для построения рабочей характеристики $Q = f(p)$ при $N = \text{const}$. Определение зависимостей $p = f(L)$ и $Q = f(p)$ при других значениях частоты вращения шнеков осуществлялось по аналогичной методике. Для выявления суммарной величины потоков утечек через зазоры зацепления при неподвижных шнеках ($N = 0$) сжатым газом из резервуара *12* глицерин при $p = \text{const}$ нагнетался в экструдер. Гибким шлангом, соединенным со штуцером загрузочного отверстия, модельная жидкость направлялась в мерный цилиндр. При этом так же, как и при снятии рабочих характеристик, фиксировалось давление по длине экструдера. Качественная оценка потоков, образующихся при перемещении материала в винтовых каналах шнеков и зазорах, осуществлялась наблюдением за вводимым в поток модельной жидкости индикатором, представляющим собой смесь глицерина и мелкодисперсной алюминиевой пудры.

На рис. 3.39 и рис. 3.40 представлены данные, полученные в экспериментах по исследованию распределения давления по длине шнеков двухшнекового экструдера со встречным и односторонним их вращением. Из этих рисунков видно, что как при $N = 0$ (неподвижные шнеки), так и при $N \neq 0$ для шнеков как одностороннего, так и встречного вращения изменение давления носит

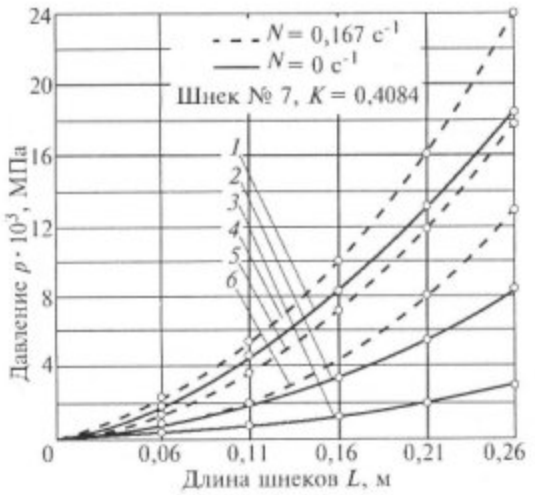


Рис. 3.39. **Изменение давления p по длине L шнека ($N = 0$); Q равно:**
1 – $1{,}06 \cdot 10^{-6}$ м³/с; *2* – $0{,}85 \cdot 10^{-6}$; *3* – $0{,}431 \cdot 10^{-6}$; *4* – $0{,}41 \cdot 10^{-6}$; *5* – $0{,}31 \cdot 10^{-6}$; *6* – $0{,}133 \cdot 10^{-6}$ м³/с;
- - - одностороннее вращение шнеков (шнек № 1, $K = 0{,}3077$, табл. 3.1);
—— встречное вращение шнеков (шнек № 7, $K = 0{,}4084$, табл. 3.1)

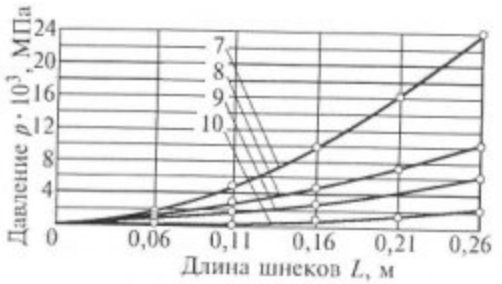


Рис. 3.40. Изменение давления p по длине шнека L; $N = 0{,}167$ с$^{-1}$.
На кривых указаны номера шнеков в табл. 3.1

нелинейный характер, т. е. $\partial p/\partial L = \text{var}$, причем с увеличением длины экструдера растет и $\partial p/\partial L$.

С увеличением плотности зацепления шнеков (см. рис. 3.39 и 3.40, а также табл. 3.1) возрастает градиент давления $\partial p/\partial L$ по длине шнека.

На рис. 3.41 представлены рабочие характеристики двухшнековых экструдеров с односторонним и встречным направлениями вращения шнеков, полученные при $N = 0{,}333$ с$^{-1}$. Из этого рисунка видно, что характеристики экструдеров со шнеками с разной плотностью зацепления K (см. табл. 3.1 и цифры на кривых) отличаются друг от друга только значениями $\partial Q/\partial p$. Следовательно, величина $\partial Q/\partial p$, определяемая как тангенс угла наклона прямых к оси абсцисс, может характеризовать напорную способность двухшнекового экструдера. Чем больше величина $\partial Q/\partial p$, тем лучше эксплуатационные показатели двухшнекового экструдера (больше производительность на единицу давления).

Из рис. 3.42 следует, что при одном и том же значении плотности зацепления транспортирующая способность двухшнекового экструдера со встречным вращением шнеков лучше, чем с односторонним. Рабочие характеристики двухшнековых экструдеров, полученные при разных значениях частот вращения шнеков независимо от его направления (рис. 3.43), эквидистантны, что свидетельствует об идентичности процессов течения материала в рабочих органах машины при разных значениях частот вращения шнеков.

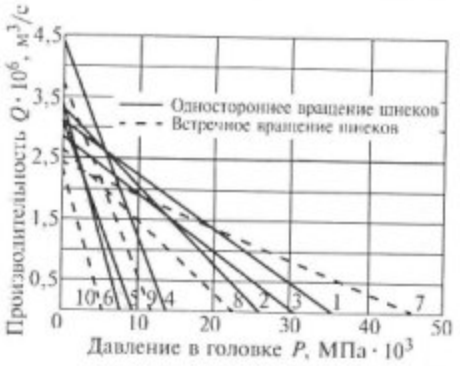


Рис. 3.41. Рабочие характеристики двухшнекового экструдера; $N = 0{,}333$ с$^{-1}$. Цифры на кривых — номера шнеков в табл. 3.1



Рис. 3.42. Зависимость $\partial Q/\partial p$ от коэффициента плотности зацепления шнеков K

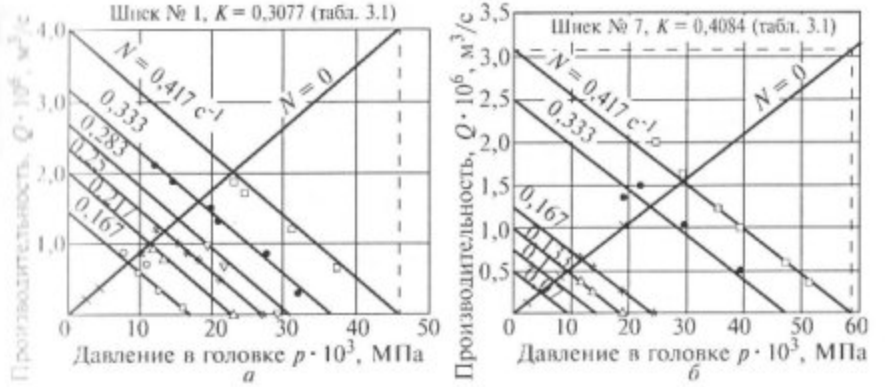


Рис. 3.43. Рабочие характеристики двухшнекового экструдера:
а — одностороннее вращение шнеков; *б* — встречное вращение шнеков

Анализ рабочих характеристик двухшнекового экструдера показал, что действительная его производительность Q_R намного меньше теоретической $Q_т^{max}$, рассчитанной по формуле (3.65) (рис. 3.44). Разность $Q_т^{max} - Q_{p=0} = \Delta Q_с$ соответствует величине потока утечек, образующихся в результате наличия перепада давления в С-образных секциях от выжимающего действия витков сопряженного шнека и относительного движения поверхностей винтового канала в цилиндре, а разность $Q_{p=0} - Q_д = \Delta Q_p$ (где $Q_д$ — действительная, или реальная производительность) — величине потока утечек, обусловленных сопротивлением головки (формующего инструмента). Оказалось, что уменьшение производительности на величину ΔQ_p равно расходу жидкости через каналы и зазоры зацепления при неподвижных шнеках и том же давлении при нагнетании жидкости со стороны головки. Поток утечек из С-образных секций, обусловленный только выжимающим действием витков сопряженного шнека, зависит только от плот-

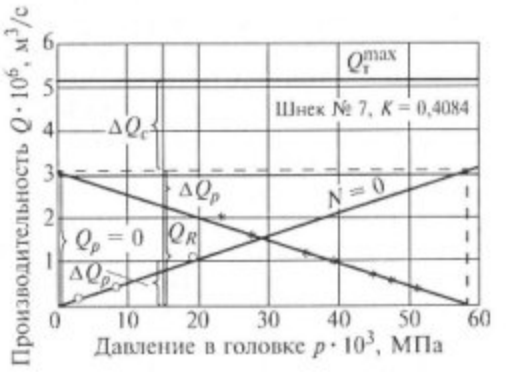


Рис. 3.44. К расчету производительности двухшнековых экструдеров

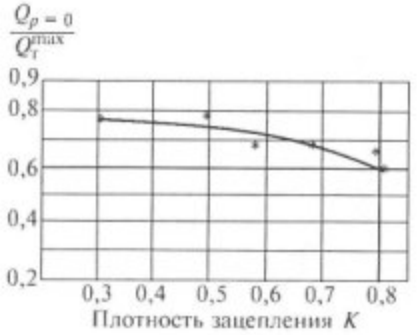


Рис. 3.45. Зависимость $Q_{p=0}/Q_T^{max}$ от коэффициента плотности зацепления шнеков K

ности K их зацепления, характеризующей степень замкнутости указанных секций.

На рис. 3.45 приведена зависимость относительного потока утечек из С-образных секций $Q_{p=0}/Q_T^{max}$ от коэффициента плотности зацепления шнеков K.

3.4.2. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИЗУЧЕНИЕ ПОТОКОВ ЖИДКОСТИ В С-ОБРАЗНЫХ СЕКЦИЯХ И ЗАЗОРАХ ЗАЦЕПЛЕНИЯ ШНЕКОВ

Для теоретического анализа работы двухшнековых экструдеров необходимо знание распределения потоков утечек перерабатываемого материала в С-образных секциях и зазорах зацепления шнеков. Метод отбора проб с контрастными красителями, использованный в работах [1, 26], исключает возможность исследования механизма возникновения и распределения потоков утечек в винтовых каналах.

Прозрачный цилиндр из органического стекла, использованный в модельном двухшнековом экструдере [45] (рис. 3.38), намного упрощает визуальное наблюдение картин течения жидкости, по распределению красителя в которой возможно получение непрерывной информации о направлении потоков утечек. Визуальные наблюдения в этих экспериментах показали наличие следующих потоков жидкости при работе двухшнековых экструдеров (рис. 3.46): поршневого (принудительного) потока Q_p и Q_d, потока $Q_{\delta 0}$ в валковом (радиальном) зазоре между гребнями и сердечниками сопряженных шнеков, потока Q_f в зазоре между боковыми поверхностями винтовых нарезок, потока Q_δ в аксиальном зазоре между гребнем шнека и внутренней поверхностью цилиндра.

Поршневой поток состоит из так называемых С-образных секций, образованных боковыми поверхностями витков и охватывающего цилиндра и ограниченных с обоих концов валковыми и боковыми зазорами, которые двумя рядами продвигаются к формующему инструменту. При неизменных геометрических размерах винтовых каналов, что характерно для зоны дозирования (выдавливания), картина движения вязкой жидкости во всех секциях идентична. Относительное движение боковых стенок винтового канала и сердечника шнека вызывает появление вынужденного потока Q_d, а выжимающее действие витков сопряженного шнека и наличие сопротивления формующего инструмента обусловливает

появление потока под давлением Q_p внутри отдельной С-образной секции (см. рис. 3.46).

Продольный градиент давления $(\partial p/\partial z)_k$, являющийся результатом воздействия витков сопряженного шнека и сопротивления формующего инструмента, является причиной возникновения потоков утечек через зазоры зацепления шнеков — боковой δ_s и межвалковый δ_0. Кроме того, на формирование потоков утечек через указанные зазоры большое влияние оказывают относительное движение боковых стенок винтовых каналов и цилиндрических поверхностей сердечника и выступа нарезки шнеков.

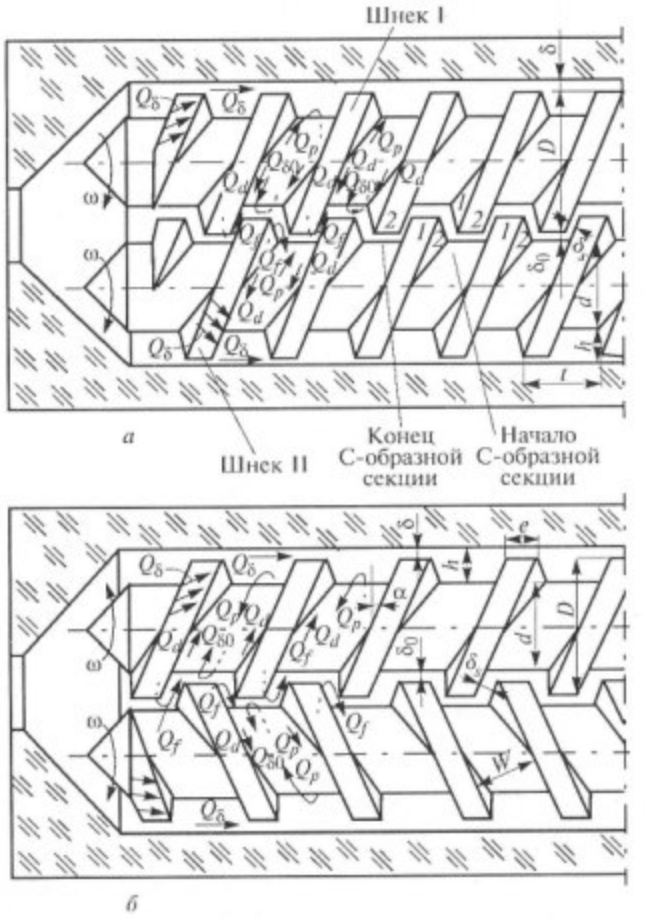


Рис. 3.46. Распределение потоков перерабатываемого материала в двухшнековых экструдерах со встречным (*а*) и односторонним (*б*) вращением шнеков

Следовательно, потоки утечек через боковые и межвалковые зазоры складываются, в свою очередь, из вынужденного потока и потока под давлением.

Наблюдения показали, что в боковых зазорах зацепления шнеков течение жидкости является прямолинейным — параллельно стенкам зазора, и его можно рассматривать как поток между двумя вращающимися плоскими сегментами при одновременном действии градиента давления. Это является свидетельством правильности постановки и решения задачи течения жидкости через боковой зазор, рассмотренной в предыдущем разделе.

Известно, что у толкающей (напорной) стенки винтового канала давление больше, чем у пассивной. Обычно в зацеплении шнеков напорная стенка одного шнека является смежной для пассивной стенки другого, в результате чего возникает перепад давления между ними.

Этот перепад начинает действовать на 1/8 от максимальной длины бокового зазора [45]. В этой области прямолинейность движения потока искажается, и он направляется в смежную С-образную секцию того шнека, боковая поверхность нарезки которого, ограничивающая зазор, является в то же время пассивной стенкой канала.

Одновременно некоторая часть материала, находящаяся у толкающей стенки в области зацепления, под действием того же перепада давления переходит через боковой зазор, сливаясь там с основным потоком, в смежную секцию (см. рис. 3.46). Именно этот дополнительный поток влияет на вид эпюры скоростей в плоскостях *1* и *5* (см. рис. 3.9). Плоскость *1* находится у активной стенки канала (см. рис. 3.9), а переток из этой области в смежную секцию ослабляет обратный поток, следовательно, уменьшает его скорость в направлении оси z. У пассивной стенки (плоскость *5*) происходит обратное явление, т. е. на обратный поток накладывается дополнительный из бокового зазора, увеличивая, соответственно, и скорость $v_{zк}$. Следует отметить, что утверждение автора работы [16], который считал, что движение материала в смежную секцию под действием перепада давления между толкающей и пассивными стенками канала сопряженных шнеков происходит по аксиальному зазору, ошибочно, так как этот переток осуществляется через крайнюю область бокового зазора.

Поток утечек $Q_{\delta 0}$ в валковом зазоре δ_0 между гребнем одного шнека и сердечником другого, обусловленный наличием градиента давления между отдельными С-образными секциями и относительным движением плоскостей, имеет сложный характер. Картина течения материала во входном участке и в самом зазоре аналогична таковой при несимметричном вальцевании. Активная циркуляция жидкости на входе в валковый зазор (см. рис. 3.23) интенсифицирует процесс смешения, а градиент давления в

валковом зазоре является причиной возникновения дополнительного потока утечек из С-образной секции.

Течение в аксиальном зазоре δ ничем не отличается от потока в кольцевом зазоре, однако под действием движения поверхностей выступа траектория движения частиц по мере удаления от области зацепления отклоняется от оси шнека в сторону вращения шнеков (см. рис. 3.46). Степень отклонения зависит от частоты вращения шнека и величины аксиального зазора δ.

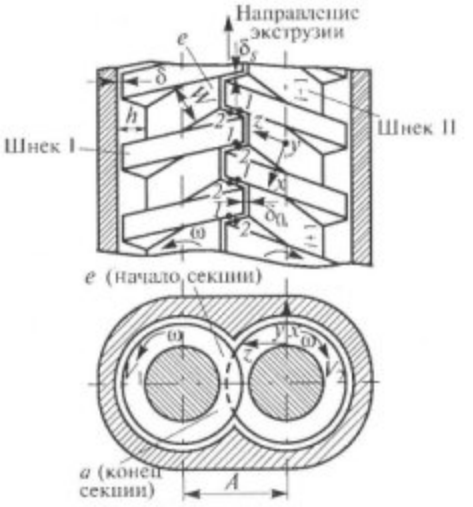


Рис.3.47. К анализу потоков утечек в С-образной секции винтового канала двухшнекового экструдера

Для количественного описания расхода утечек из С-образной секции необходимо знание направления элементарных потоков и их движущей силы. С этой целью проанализируем распределение давления, развиваемого в отдельной С-образной секции (рис. 3.47) объемом $V_1 = V_2 = V$. Толкающие стенки винтового канала помечены цифрой «2», а пассивные — цифрой «1». Аналогичным образом обозначены стенки и в конце, и в начале секции. При этом индексы «к» и «н» означают конец и начало секции, *I* и *II* — сопрягаемый и сопрягающий шнеки, а i, i—1 и т. д. — i-ю, (i—1)-ю секции винтового канала (отсчет от формующего инструмента). Так, например, $p_{2кiI}$ означает давление у толкающей (активной) стенки 2 и в конце i-й секции сопрягаемого шнека I.

Нетрудно убедиться в следующих очевидных соотношениях:

I. При одностороннем вращении шнеков (рис. 3.46, *а*):

1) $p_{нiI} < p_{кiI}$;
2) $p_{нiII} < p_{кiII}$;
3) $p_{нiI} = p_{нiII}$; $p_{кiI} = p_{кiII}$;
4) $p_{2нiI} > p_{1нiI}$;
5) $p_{2кiI} > p_{кiII}$.

II. При встречном вращении шнеков (см. рис. 3.47):

1) $p_{нiI} > p_{кiI}$;
2) $p_{2кiI} > p_{1кiI}$;
3) $p_{2нiI} > p_{2кiI}$;
4) $p_{нiI} = p_{нiII}$; $p_{кiI} > p_{кiII}$;
5) $p_{нiII} > p_{кiII}$.

На основе анализа потоков утечек из С-образной секции и движущих сил составлены табл. 3.2 и 3.3. Следует отметить, что

Таблица 3.2. **Анализ потоков утечек и движущих сил при одностороннем вращении (рис. 3.49)**

Обозначение потоков	Направление потоков	Движущая сила потока
Q^{0}_{c1}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 2 в конец $(i+1)$-й секции шнека II через боковой зазор 1	$p_2 - p_1 = \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
Q^{0}_{c2}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 2 в начало $(i+2)$-й секции шнека II через боковой зазор 1	$p_{2к} - p_{1н} = \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к l_c + \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
Q^{0}_{c3}	Из конца i-й секции шнека I через валковый зазор в начало $(i+1)$-й секции шнека I через тот же зазор	$p_{кiI} = p_{н(i+1)I} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{б0}$
Q^{0}_{c1}	Из конца i-й секции шнека II через боковой зазор 2 в конец i-й секции шнека I через боковой зазор 1	$p_{2к} - p_{1к} = \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
Q^{0}_{c5}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 1 в начало $(i+1)$-й секции того же шнека через боковой зазор 1	$p_{1кiI} = p_{1(i+1)I} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{б0}$
Q^{0}_{c6}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 2 в начало $(i+1)$-й секции того же шнека и через тот же зазор	$p_{2кiI} - p_{1нiI} = \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
Q^{0}_{c7}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 1 в начало $(i+1)$-й секции шнека II через боковой зазор 2	$p_{1кiI} - p_{2н(i+1)I} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к l_c - \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к W$

Продолжение

Обозначение потоков	Направление потоков	Движущая сила потока
Q^{0}_{c4}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 1 в начало $(i+1)$-й секции того же шнека через тот же зазор 2	Вязкое трение
Q^{0}_{c7}	Из конца i-й секции шнека I через валковый зазор в начало $(i+1)$-й секции шнека I через тот же зазор	То же
Q^{0}_{c10}	Из конца i-й секции шнека I через боковой зазор 2 в начало $(i+1)$-й секции того же шнека через тот же зазор	»

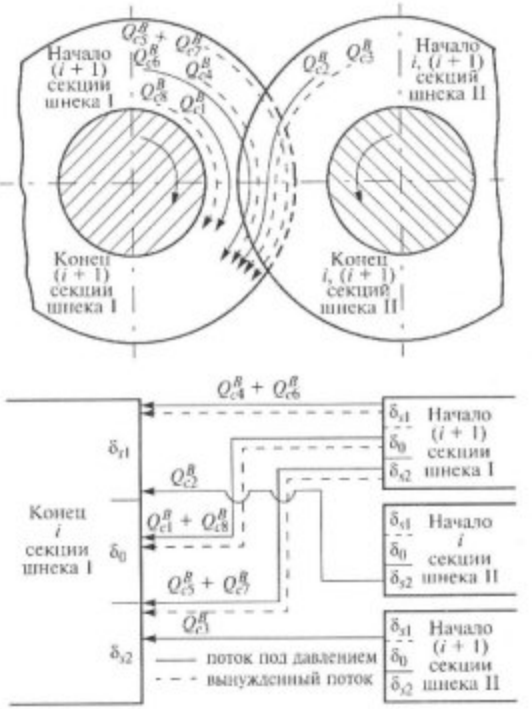


Рис. 3.48. Схема потоков утечек в С-образных секциях при встречном вращении шнеков (см. табл. 3.3)

Таблица 3.3. **Анализ потоков утечек и движущих сил при встречном вращении шнеков (рис. 3.47)**

Обозначение потока	Направление потока	Движущая сила потока
$Q^{в}_{c1}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *I* через валковый зазор в конец *i*-й секции того же шнека через валковый зазор	$p_{2н(i+1)I} - p_{1кiI} = \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
$Q^{в}_{c2}$	Из начала *i*-й секции шнека *II* через боковой зазор *2* в конец *i*-й секции шнека *I* через боковой зазор *1*	$p_{1нiI} - p_{2кiI} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к l_c - \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
$Q^{в}_{c3}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *II* через боковой зазор *1* в конец *i*-й секции шнека *II* через боковой зазор *2*	$p_{2нII} - p_{1кI} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к l_c - \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_к W$
$Q^{в}_{c4}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *I* через боковой зазор *1* в конец *i*-й секции того же шнека через тот же зазор	$p_{2н(i+1)I} - p_{2кiI} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к l_c$
$Q^{в}_{c5}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *I* через боковой зазор *2* в конец *i*-й секции того же шнека через тот же зазор	$p_{2н(i+1)I} - p_{1кiI} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к l_c$
$Q^{в}_{c6}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *I* через боковой зазор *1* в конец *i*-й секции того же шнека	Вязкое трение
$Q^{в}_{c7}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *I* через боковой зазор *2* в конец *i*-й секции того же шнека	То же
$Q^{в}_{c8}$	Из начала $(i+1)$-й секции шнека *I* через валковый зазор в конец *i*-й секции того же шнека	»

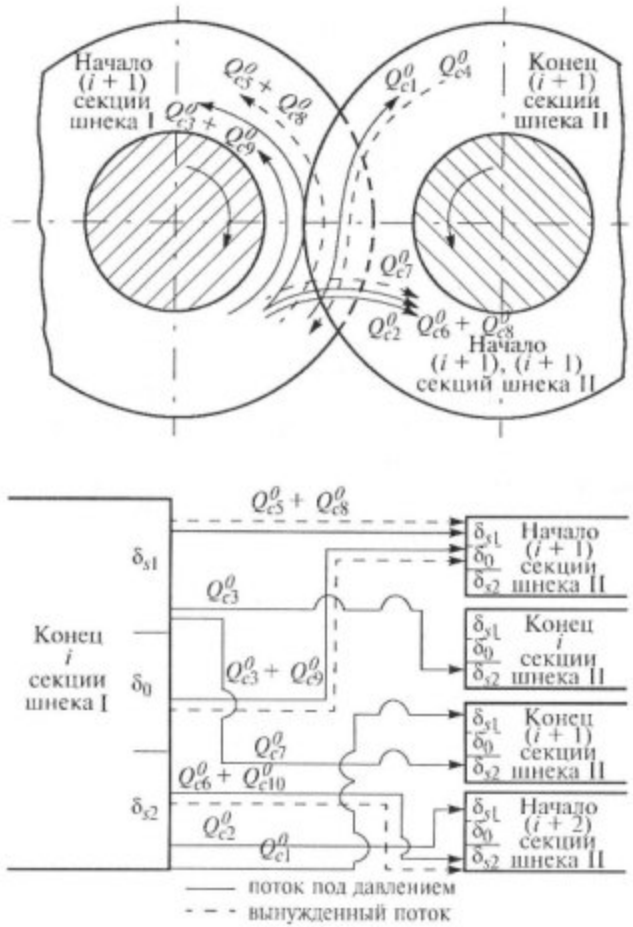


Рис. 3.49. Схема потоков утечек в С-образных секциях при одностороннем вращении шнеков (см. табл. 3.2)

градиент давления $(\partial p/\partial z)_к$ учитывает как влияние сопротивления формующего инструмента, так и выжимающее действие витков сопряженного шнека. При этом давление в формующем инструменте будет оказывать на $(\partial p/\partial z)_к$ тем большее влияние, чем больше зазоры зацепления.

Анализ потоков утечек (см. табл. 3.2 и 3.3) показывает, что все они проходят через боковой δ_s и валковый δ_0 зазоры зацепления шнеков.

На рис. 3.48 и рис. 3.49 представлены блок-схемы потоков утечек из С-образных секций двухшнековых экструдеров со встречным (см. также рис. 3.47 и табл. 3.3) и односторонним (см. рис. 3.46 и

табл. 3.2.) вращением шнеков. При этом δ_0 — валковый зазор, δ_{s1} и δ_{s2} — боковые зазоры у стенок *1* и *2* шнеков (рис. 3.46, *б* и рис. 3.47). С помощью указанных блок-схем можно составить количественное описание потоков утечек через зазоры зацепления шнеков, необходимое для расчета действительной производительности двухшнековых экструдеров.

3.4.3. ВЫВОД УРАВНЕНИЙ ДЛЯ РАСЧЕТА ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

В предыдущем разделе было показано, что потоки утечек из С-образных секций винтовых каналов имеют место через боковые δ_s и валковые δ_0 зазоры зацепления шнеков (рис. 3.47). Причиной возникновения потоков утечек через указанные зазоры зацепления служит наличие градиента давления $(\partial p/\partial z)_к$ вдоль винтового канала, являющегося результатом действия двух факторов: замыкания винтового канала сопрягающим шнеком и сопротивления течению материала в формующем инструменте (головке).

Виток, замыкающий винтовой канал, развивает вдоль него градиент давления $(\partial p/\partial z)_{кs}$, а от сопротивления формующего инструмента возникает градиент давления $(\partial p/\partial z)_W$, направление которого противоположно направлению $(\partial p/\partial z)_к$. Величина $(\partial p/\partial z)_W$ постоянна.

Наиболее резкое падение давления имеет место в зоне сопряжения шнеков. Влияние давления в формующем инструменте по-разному сказывается на суммарном градиенте давления $(\partial p/\partial z)_к$, являющегося алгебраической суммой $(\partial p/\partial z)_{кs}$ и $(\partial p/\partial z)_W$, т. е.

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{кs} + \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_W,$$

и зависит от степени замкнутости С-образных секций, характеризуемой коэффициентом K плотности зацепления шнеков.

Наличие потоков утечек через зазоры зацепления является причиной того, что действительная производительность двухшнекового экструдера намного меньше максимальной, рассчитываемой по формуле (3.65).

Автором работы [1] предложена следующая формула для расчета производительности двухшнековых экструдеров, учитывающая потоки через зазоры зацепления шнеков и представляющая собой геометрическую сумму потоков:

$$Q_R = Q_т^{max} + Q_c + Q_\delta, \qquad (3.67)$$

где $Q_т^{max}$ — максимальная производительность двухшнекового экструдера (без учета расхода утечек); Q_c — суммарный поток утечек из С-образных секций; Q_δ — поток утечек через радиальный зазор δ между поверхностями цилиндра и гребня нарезки (рис. 3.46).

Для расчета суммарного потока утечек Q_c автор работы [1] предлагает следующее уравнение:

$$Q_c = 2i \int_0^W \int_0^h v_{zк}\,dx\,dy. \qquad (3.68)$$

Подстановкой $v_{zк}$ из уравнения (3.38) и последующим интегрированием получено:

$$Q_c = -2\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_d F_c - h\right)\right]\times$$
$$\times N - \frac{h^3(t-ie)F_p\cos\alpha}{6\mu_к}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к, \qquad (3.69)$$

где F_d, F_p, F_c — коэффициенты, учитывающие влияние боковых стенок и кривизны винтового канала на течение жидкости. Они рассчитываются по формулам:

$$F_d = \frac{16W}{\pi^3 h}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^3}\,\mathrm{th}\,\frac{(2m+1)\pi h}{2W}\right]; \qquad (3.70)$$

$$F_p = 1 - \frac{192h}{\pi^5 W}\sum_{m=0}^{\infty}\left[\frac{1}{(2m+1)^5}\,\mathrm{th}\,\frac{(2m+1)\pi W}{2h}\right]; \qquad (3.71)$$

$$F_c = \frac{D}{2h} - \frac{\ln\dfrac{1}{1-2h/D}}{\dfrac{h}{D}\left[\left(\dfrac{1}{1-2h/D}\right)^2 - 1\right]}, \qquad (3.72)$$

где D, h, W, t, i, e, α — наружный диаметр, глубина и ширина винтового канала, шаг, число заходов, ширина гребня и угол наклона винтового канала соответственно.

Однако отсутствие у автора работы [1] аналитического выражения для $(\partial p/\partial z)_к$ намного снижает ценность полученного им уравнения для расчета потоков утечек через зазоры зацепления шнеков и делает невозможным его применение при расчете производительности двухшнековых экструдеров. Утечка в аксиальном зазоре (см. рис. 3.47) может рассматриваться как расход Q_δ через плоскую щель шириной $\left[\dfrac{\pi - 2\arccos(A/D)}{\cos\alpha}\right]D$ [45], длиной l и высотой δ:

$$Q_\delta = -\frac{\left[\pi - 2\arccos(A/D)\right]D\delta^3}{6\mu_\delta\cos\alpha}\frac{\Delta p}{L}, \qquad (3.73)$$

где A — межосевое расстояние шнеков (см. рис. 3.47); L — длина зоны выдавливания по оси шнека; Δp — перепад давления в головке; μ_δ — эффективная вязкость

расплава в кольцевом (радиальном) зазоре, рассчитываемая по скорости сдвига $\dot{\gamma} = \pi DN/\delta$.

С учетом того, что ширина и длина щели намного больше ее высоты δ, уравнение (3.73) достаточно точно описывает расход утечки через радиальный зазор δ. Таким образом, единственным, что препятствует расчету производительности двухшнековых экструдеров, является отсутствие аналитического выражения для градиента давления $(\partial p/\partial z)_к$ вдоль винтового канала. Для его определения рассмотрим отдельно потоки утечек через боковые δ_s и валковые δ_0 зазоры зацепления шнеков при их одностороннем и встречном вращении. При этом боковые зазоры рассматриваются как плоская щель длиной $l_б$, шириной $h-\delta$ и высотой δ_s [45].

Тогда поток утечек через каждый боковой зазор δ_s (см. рис. 3.37, рис. 3.47) равен:

$$Q_{\delta_s} = \int_{\frac{h-\delta_0}{2}}^{\frac{h-\delta_0}{2}} \int_{-\frac{\delta_s}{2}}^{\frac{\delta_s}{2}} v_{zб}^{в}\,dx\,dy. \qquad (3.74)$$

С учетом выражения (3.63) для $v_{zб}^{в}$ [37] и последующего интегрирования получим уравнение для расхода потока утечек через боковой зазор δ_s при встречном вращении шнеков:

$$Q_{\delta_s}^{в} = \int_{\frac{h-\delta_0}{2}}^{\frac{h-\delta_0}{2}} \int_{-\frac{\delta_s}{2}}^{\frac{\delta_s}{2}} \left[\frac{1}{2\mu_{\delta в}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\delta в}\left(\frac{\delta_s^2}{4}-x^2\right)+\omega\left(\frac{A}{2}+\frac{2xy}{\delta_s}\right)\right]dx\,dy =$$

$$= \frac{1}{12\mu_{\delta в}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{кв}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3+\frac{\omega A\delta_s}{2}(h-\delta_0). \qquad (3.75)$$

Подстановкой выражения (3.64) для $v_{\delta в}^{0}$ в уравнение (3.74) и последующим интегрированием получим уравнение для расхода потока утечек через боковой зазор при одностороннем вращении шнеков:

$$Q_{\delta_s}^{0} = \frac{1}{12\mu_{б0}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{к0}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3. \qquad (3.76)$$

В уравнениях (3.75) и (3.76)

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\substack{б в\\ б0}} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\substack{кв\\ к0}}\frac{l_c}{l_б};\ \omega = 2\pi N;$$

$\left(\partial p/\partial z\right)_{\substack{б в\\ б0}}$ — градиенты давления в боковых зазорах δ_s при встречном и одностороннем вращении шнеков; $\left(\partial p/\partial z\right)_{\substack{кв\\ к0}}$ — градиенты давления в винтовых каналах С-образной секции при встречном и одностороннем вращении шнеков; $l_б$, l_c — длина бокового зазора и винтового канала С-образной секции.

Из рассмотрения геометрии зацепления найдены [45] следующие выражения для расчета l_c и $l_б$:

$$l_c = \pi(D-h)-\frac{D}{2}\arccos\frac{A^2-\left(\frac{D-h}{2}\right)^2-\frac{D^2}{4}}{AD}; \qquad (3.77)$$

$$l_б = \frac{D}{2}\arccos\frac{A^2-\left(\frac{D-h}{2}\right)^2-\frac{D}{4}}{AD}; \qquad (3.78)$$

$\mu_{\delta в}$, $\mu_{\delta 0}$ — эффективная вязкость в боковых зазорах при встречном и одностороннем вращении шнеков.

Поток утечек через валковый зазор δ_s шириной $W/\cos\alpha - 2\delta_s$ (см. рис. 3.36 и рис. 3.47) определяется следующим образом [45]:

$$Q_{\delta} = \left(\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s\right)\int_{-\delta_2}^{\delta_1} v_{zв}\,dy. \qquad (3.79)$$

Подстановкой выражения $v_{zв}$ при встречном и одностороннем вращении шнеков (3.60) и (3.61) в уравнение (3.79) и последующим интегрированием получим потоки утечек через валковый зазор δ_0 при встречном вращении

$$Q_{\delta_0 в} = \frac{\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s}{12\mu_{\delta_0 в}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{кв}\frac{l_c}{l_s}\delta_0^3+\frac{\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s}{2}\omega\delta_0(R_1+R_2), \qquad (3.80)$$

и при одностороннем вращении

$$Q_{\delta_0 0} = \frac{\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s}{2\mu_{\delta_0 0}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{к0}\frac{l_c}{l_s}f_1+\frac{\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s}{2}\omega\delta_0(R_1-R_2), \qquad (3.81)$$

где l_s — длина межвалкового зазора, которая определяется из анализа экспериментального распределения скоростей потока в межвалковом зазоре δ_0 (см. раздел 3.2 и рис. 3.22, 3.23); $\delta_0 = \delta_1 + \delta_2$ — толщина (высота) валкового зазора в произвольном сечении оси z (см. рис. 3.37) [45];

$$\delta_1 = \frac{D+\delta_0}{2}-\frac{(D-h+\delta_0)^2-\left(\frac{D-h}{2}\right)^2+\frac{D^2}{4}}{2(D-h+\delta_0)};$$

$$\delta_2 = \frac{D-2h+\delta_0}{2}-\sqrt{\frac{(D-2h)^2}{4}-\left\{\frac{D^2}{4}-\left[\frac{(D-h+\delta_0)^2-\frac{(D-h)^2}{2}+\frac{D^2}{4}}{2(D-h+\delta_0)}\right]^2\right\}};$$

$$f_1 = \frac{\delta_1^3+\delta_2^3}{6}+\frac{\delta_1^2\delta_2+\delta_1\delta_2^2}{2};$$

R_1, R_2 — радиусы выступа нарезки и сердечника шнека, равные

$$R_1 = D/2; \quad R_2 = (D-2h)/2;$$

$\mu_{\delta_0 в}$, $\mu_{\delta_0 0}$ — эффективная вязкость в валковом зазоре δ_0 при встречном и одностороннем вращении шнеков.

С учетом того, что конец каждой С-образной секции сообщается с другими секциями посредством двух боковых и одного валкового зазоров, а за каждый оборот шнеков выдавливаются объемы двух С-образных секций, суммарный поток утечек через зазоры зацепления шнеков равен:

а) при встречном вращении шнеков:

$$Q_{св} = 4Q^{в}_{\delta_s} + 2Q_{\delta_0 в} = \frac{1}{3\mu_{бв}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{кв}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3 + 2\omega A\delta_s(h-\delta_0) + \frac{W/\cos\alpha - 2\delta_s}{6\mu_{\delta_0 в}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{кв}\frac{l_c}{l_s}\delta_0^3 + \left(\frac{W}{\cos\alpha} - 2\delta_s\right)\omega\delta_0(R_1+R_2); \quad (3.82)$$

б) при одностороннем вращении шнеков:

$$Q_{c0} = 4Q^{0}_{\delta_s} + 2Q_{\delta_0 0} = \frac{1}{3\mu_{б0}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{к0}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3 + \frac{W/\cos\alpha - 2\delta_s}{6\mu_{\delta_0 0}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{к0}\frac{l_c}{l_s}f_1 + \left(\frac{W}{\cos\alpha} - 2\delta_s\right)\omega\delta_0(R_1+R_2). \quad (3.83)$$

Из очевидных соотношений $Q_c = Q_{св}$ и $Q_c = Q_{c0}$ с учетом (3.69), (3.82) и (3.83) можно найти выражения для градиентов давления $(\partial p/\partial z)_{кв}$ и $(\partial p/\partial z)_{к0}$ в винтовом канале С-образной секции при встречном и одностороннем вращении шнеков:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{кв} = \frac{-2\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_dF_c\right)-h\right]N - \frac{W/\cos\alpha - 2\delta_s}{6\mu_{\delta_0 в}}\frac{l_c}{l_s}\delta_0^3 + \frac{1}{3\mu_{бв}}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3 + \frac{-(W/\cos\alpha - 2\delta_s)\omega\delta_0(R_1+R_2) - 2\omega A\delta_s(h-\delta_0)}{+\frac{h^3(t-ie)}{6\mu_{кв}}F_p\cos\alpha}; \quad (3.84)$$

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{к0} = \frac{-2\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_dF_c\right)-h\right]N - \frac{1}{3\mu_{б0}}\frac{l_c}{l_s}(h-\delta_0)\delta_s^3 - \frac{W/\cos\alpha - 2\delta_s}{\mu_{\delta_0 0}}\frac{l_c}{l_s}f_1 + \frac{-\left(\frac{W}{\cos\alpha} - 2\delta_s\right)\omega\delta_0(R_1-R_2)}{+\frac{1}{3\mu_{б0}}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3 + \frac{h^3(t-ie)}{6\mu_{к0}}F_p\cos\alpha}. \quad (3.85)$$

Из уравнения (3.67) с учетом выражений (3.65), (3.69), (3.73), (3.84) и (3.85) получим следующие уравнения для расчета производительности двухшнековых экструдеров при встречном $Q_{Rв}$ и одностороннем Q_{R0} вращении шнеков:

$$Q_{Rв} = iN(2\pi-\alpha')(\pi D\cdot tg\alpha - e)(D-h) - \frac{h^3(t-ie)F_p\cos\alpha}{6\mu_{кв}} - 2\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_dF_c\right)-h\right]N - \frac{-\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_dF_c\right)-h\right]N - \frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s}{6\mu_{\delta_0 в}}\frac{l_c}{l_s}\delta_0^3 + \frac{1}{3\mu_{бв}}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3 + \frac{-2\omega A\left[\left(\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s\right)\delta_0(R_1+R_2)+\delta_s(h-\delta_0)\right]}{+\frac{h^3(t-ie)F_p\cos\alpha}{6\mu_{кв}}} - \frac{\left(\pi - 2\arccos\frac{A}{D}\right)D\delta_0^3}{6\mu_{\delta_0 в}\cos\alpha}\frac{\Delta p}{L}; \quad (3.86)$$

$$Q_{R0} = iN(2\pi - \alpha')(\pi D \operatorname{tg}\alpha - e)(D-h) - 2\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_d F_c\right)-h\right]N -$$

$$-\frac{h^3(t-ie)F_p\cos\alpha}{6\mu_{к0}}\frac{-\pi h(t-ie)\left[D\left(1-\frac{\cos^2\alpha}{2}F_d F_c\right)-h\right]N -}{\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s\frac{l_c}{l_s}f_1+\frac{1}{3\mu_{60}}\frac{l_c}{l_б}(h-\delta_0)\delta_s^3+}$$

$$\frac{-\left[\left(\frac{W}{\cos\alpha}-2\delta_s\right)\omega\delta_0(R_1-R_2)\right]}{+\frac{h^3(t-ie)F_p\cos\alpha}{6\mu_{к0}}}-\frac{\left(\pi-2\arccos\frac{A}{D}\right)D\delta_0^3}{6\mu_{\delta_0 0}\cos\alpha}\frac{\Delta p}{L}. \qquad (3.87)$$

Угол перекрытия α' [6] определяется формулой:

$$\cos\alpha' = 1-\frac{2h}{D-h}+\frac{h^2}{2(D-h)^2}. \qquad (3.88)$$

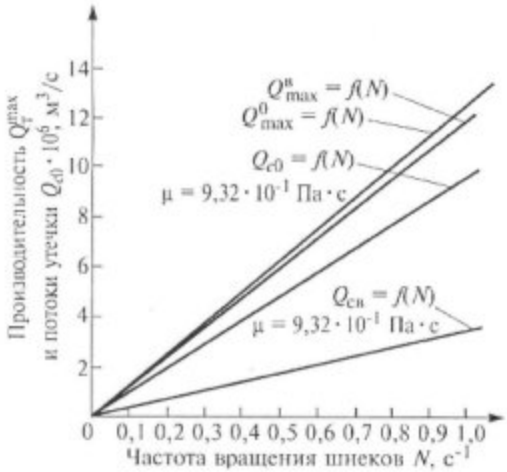


Рис. 3.50. Зависимость максимальной производительности и потоков утечек от частоты вращения при одностороннем (Q^0_{max}, Q_{c0}) и встречном ($Q^в_{max}$, $Q_{св}$) вращении шнеков

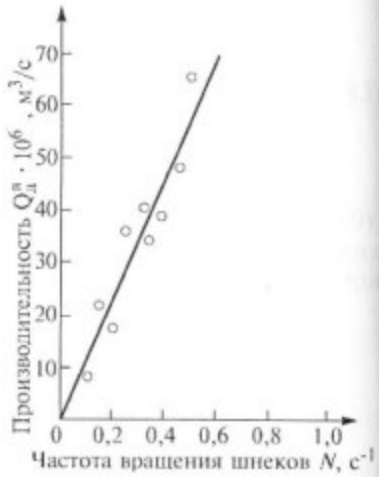
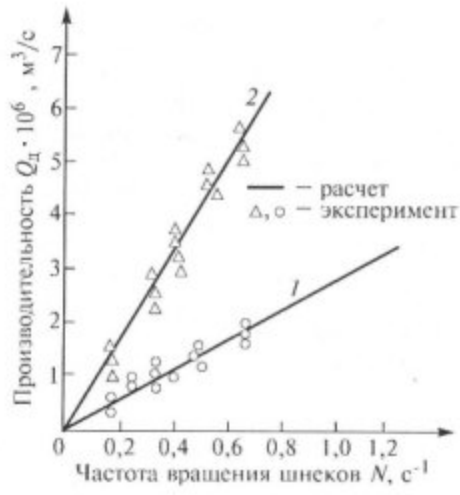


Рис. 3.51.Зависимость производительности двухшнековых экструдеров от частоты вращения шнеков (встречное вращение). Материал — жесткий (непластифицированный) поливинилхлорид:

• — данные работы [1]; о — данные работы [24]; — теоретическая кривая

Рис. 3.52. Зависимость производительности двухшнековых экструдеров от частоты вращения шнеков:

1 — одностороннее вращение шнеков (шнек № 4 по табл. 3.1.); *2* — встречное вращение. Модельная жидкость — технический глицерин (шнек № 7 по табл. 3.1.) вязкостью $\mu = 9{,}32\cdot 10^{-1}$ Па·с



Таким образом, производительность двухшнековых экструдеров при известных геометрии шнеков и вязкостных свойствах перерабатываемого материала легко рассчитывается.

На рис. 3.50—3.52 представлены расчетные потоки утечек и сравнение расчетных [45] и экспериментальных производительностей, полученных авторами работ [1], [24] и [45].

Из рис. 3.51 и рис. 3.52 видно хорошее совпадение расчетных и экспериментальных данных, что свидетельствует о достоверности (коорректности) полученных выше уравнений для расчета производительности двухшнековых экструдеров. При этом обращает на себя внимание то обстоятельство, что утечки из С-образных секций при одних и тех же значениях частоты вращения N экструдеров со встречным вращением шнеков намного меньше, чем с односторонним вращением (рис. 3.51), т. е. производительность у экструдеров со встречным вращением шнеков при равных N намного выше, чем у экструдеров с односторонним вращением шнеков.

3.5. ВРЕМЯ ПРЕБЫВАНИЯ ЧАСТИЦ РАСПЛАВА ПОЛИМЕРА В ДВУХШНЕКОВОМ ЭКСТРУДЕРЕ

Существенное влияние на процессы, протекающие в двухшнековых экструдерах, оказывает время пребывания полимерных материалов в винтовых каналах. Определение времени пребывания по осевой составляющей скорости потока [1, 24, 37, 43] не соответствует действительности, так как в реальных машинах из-за наличия зазоров зацепления шнеков имеют место перетоки расплава полимера из одной С-образной секции в другую.

Использованная во многих работах [1, 24, 31] методика отбора проб с последующим выделением из них индикатора отличается большой трудоемкостью и не позволяет получать непрерывную информацию о распределении времен пребывания частиц полимера. Можно предполагать, что из-за многократного наложения

субъективных и объективных ошибок точность полученных при этом результатов значительно снижается.

В работах [36, 45, 55] авторы проводили исследование распределения времен пребывания частиц жидкости в двухшнековых экструдерах. Работа проводилась на экспериментальном двухшнековом экструдере (рис. 3.53) с модельной жидкостью, причем распределение времен пребывания определялось путем получения на выходе из экструдера кривых отклика на импульсное изменение концентрации индикатора в загрузочной зоне. Основным элементом двухшнекового экструдера являлся прозрачный цилиндр *1*, выполненный из органического стекла с отверстием под шнеки диаметром 40,2 мм. Экструдер был снабжен комплектами однозаходных шнеков *4* без компрессии с межцентровым расстоянием $A = 32$ мм и длиной винтовой нарезки 300 мм. Винтовые каналы шнеков имели различную конфигурацию поперечного сечения и различное отношение глубины канала h к его ширине W (см. табл. 3.1). Универсальный привод *5* экструдера позволял плавно и в широких пределах изменять скорость и направление вращения шнеков со встречного на одностороннее, а конструкция установки давала возможность быстрой смены исследуемых шнеков. На выходе из экструдера были установлены образцовый манометр *8* и пробковый кран *6*, с помощью которого менялось давление в головке, а следовательно, и производительность установки. При необходимости с помощью гибкого шланга *7* и штуцера *3* для подачи жидкости в загрузочное окно *2* обеспечивалась циркуляция жидкости в системе.

Для непрерывной регистрации изменения концентрации индикатора в потоке модельной жидкости использовалась измери-

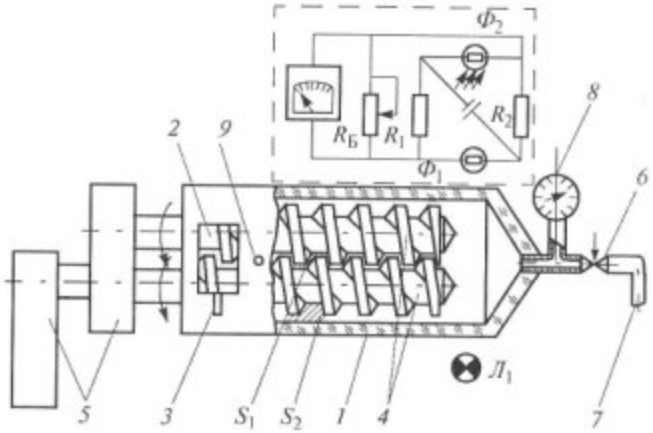


Рис. 3.53. Схема экспериментальной установки для исследования распределения времен пребывания частиц жидкости в двухшнековом экструдере

тельная схема, состоящая из уравновешенного моста, в одной ветви которого были установлены два фотосопротивления $Ф_1$ и $Ф_2$ ($Ф_1$ — рабочее, $Ф_2$ — компенсирующее), освещаемые электрическим источником света $Л_1$, а в другой — два постоянных сопротивления R_1 и R_2, определяющие чувствительность схемы. Световой поток от стабилизированного источника света $Л_1$, проходя через прозрачный цилиндр и поток модельной жидкости с частицами индикатора, ослаблялся пропорционально концентрации индикатора и падал на фотосопротивление $Ф_1$. Вызываемый ослаблением потока разбаланс моста фиксировался и записывался самопишущим потенциометром, чем и достигалось непрерывное измерение концентрации. В диагональ моста было включено балансировочное переменное сопротивление $R_Б$, определяющее чувствительность схемы. Во избежание помех от окружающей среды мост экранировался, за исключением фотосопротивления $Ф_1$ и соответствующего источника света $Л_1$, размещенных на головке экструдера.

Тарировка устройства для измерения концентрации индикатора (алюминиевой пудры) в модельной жидкости (глицерине) проводилась путем снятия показания прибора при достижении равномерного распределения в замкнутом объеме жидкости данного количества индикатора, вводимого в экструдер с помощью шприца через отверстие *9*, при многократной рециркуляции жидкости в системе.

Представленный на рис. 3.54 тарировочный график показывает прямую пропорциональность разбаланса моста (показания прибора) и концентрации индикатора, не зависящую от объемной производительности экструдера. Однако следует отметить, что в случае измерения концентрации, изменяющейся во времени в данной точке, датчики необходимо располагать в точках, где достигается равномерное распределение концентрации индикатора по сечению канала (в данном случае датчики устанавливались непосредственно на входе в головку — в месте схода жидкости со шнеков). В противном случае показания прибора будут занижены при измерении возрастающих концентраций и завышены — при измерении убывающих. Эксперименты проводились на глицерине вязкостью $5{,}2 \cdot 10^{-1}$ и

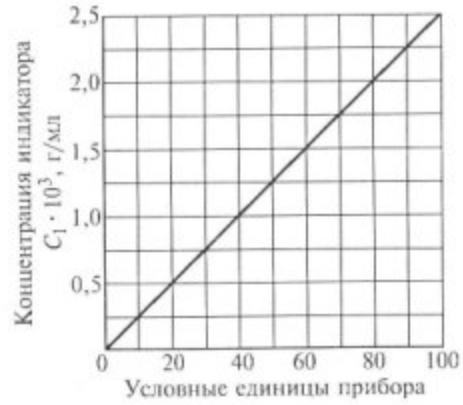


Рис. 3.54. Тарировочный график устройства для непрерывного контроля концентрации ключевого компонента



Рис. 3.55. Характерные времена пребывания перерабатываемого материала в двухшнековом экструдере со встречным вращением шнеков (шнек № 8 по табл. 3.1.); $N = 0{,}333$ с$^{-1}$

$9{,}61 \cdot 10^{-1}$ Па · с при встречном и одностороннем вращении шнеков, геометрия и размеры которых приведены в табл. 3.1. Распределение времен пребывания исследовалось по отклику системы на импульсное возмущение на входе в экструдер. С этой целью в отверстие *9* экструдера в некоторый момент времени t_0 (рис. 3.55) вводилось определенное количество индикатора в виде маточной смеси глицерина и алюминиевой пудры с концентрацией 0,01 г/мл. Время ввода индикатора не превышало 2—3 с.

Кривые отклика на выходе из экструдера регистрировались описанным выше прибором. В экспериментах исследовалось влияние производительности, противодавления в головке, вязкости модельной жидкости, плотности зацепления, скорости и направления вращения шнеков на распределение времен пребывания частиц индикатора.

На рис. 3.56 представлены кривые распределения времен пребывания частиц индикатора в винтовых каналах двухшнекового экструдера, полученные на одном из исследованных режимов. Представленные кривые позволяют выделить несколько характерных времен, описывающих распределение времен пребывания частиц индикатора, а именно: минимальное время t_1, наиболее вероятное время t_2, среднее время $\bar{t}$ и максимальное время пребывания t_3, определяемое полным удалением индикатора из экструдера (в пределах погрешности измерений). Минимальное время t_1, необходимое для прохождения первыми частицами индикатора расстояния от загрузочной воронки до фотосопротивления Φ_1, определенное экспериментально, с достаточной точностью совпадает с

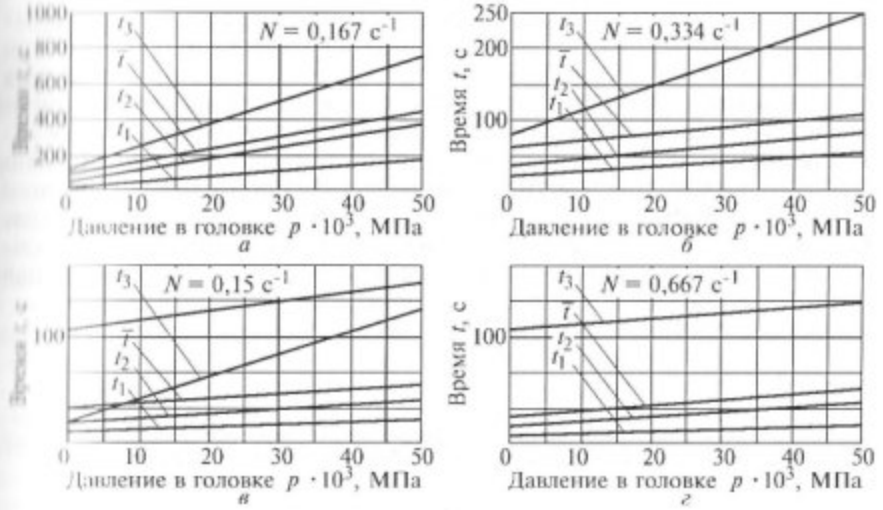


Рис. 3.56. Зависимость характерных времен пребывания частиц ключевого компонента в двухшнековом экструдере со встречным вращением шнеков (шнек № 8, табл. 3.1 при разных значениях N (*а* – *г*)

его значением, рассчитанным как для аппаратов идеального вытеснения по формуле:

$$t_1 = V_a / Q_{\max},$$

где V_a — объем находящейся в экструдере жидкости; $Q_{\max}$ — максимальная теоретическая производительность двухшнекового экструдера, рассчитываемая в случае его работы в режиме идеального вытеснения по формуле (3.65).

Наиболее вероятное время пребывания t_2 значительно отличается от среднего времени пребывания, определяемого по формуле

$$\bar{t} = V_a / Q_R,$$

где Q_R — действительная (фактическая) производительность экструдера.

Это обстоятельство может внести существенные ошибки в анализ работы двухшнековых экструдеров при использовании в качестве расчетного времени пребывания частиц времени $\bar{t}$, а тем более времени t_1.

Обращает на себя внимание явная асимметрия кривой относительно t_2 (рис. 3.56), а именно: разброс в интервале времен t_1—t_2 значительно меньше, чем в интервале t_2—t_3. Это может быть объяснено спецификой работы двухшнековых экструдеров и наличием соответствующих потоков жидкости, направленных как в сторону выхода из экструдера, так и в обратном направлении.

Представленные на рис. 3.56, *а—г* зависимости характерных времен t_1, t_2, $\bar{t}$ и t_3 от противодавления в головке, полученные при различных скоростях вращения шнеков, показывают, что во всех исследованных режимах наблюдается эквидистантность зависимостей $\bar{t}$ и t_2 от противодавления. Кроме того, наблюдается увеличение дисперсии времен пребывания при увеличении противодавления. Аналогичная картина наблюдалась и при одностороннем вращении шнеков. Полученные первичные экспериментальные кривые были обработаны в безразмерных координатах «относительная концентрация — относительное время». Относительная концентрация C индикатора определялась как

$$C = C_i / C_0,$$

где C_i — текущая концентрация индикатора; C_0 — средняя начальная концентрация при условии равномерного распределения индикатора, вводимого в экструдер при импульсном возмущении, по всему объему жидкости в экструдере;

$$C_0 = G / V_a,$$

где G — масса вводимого индикатора.

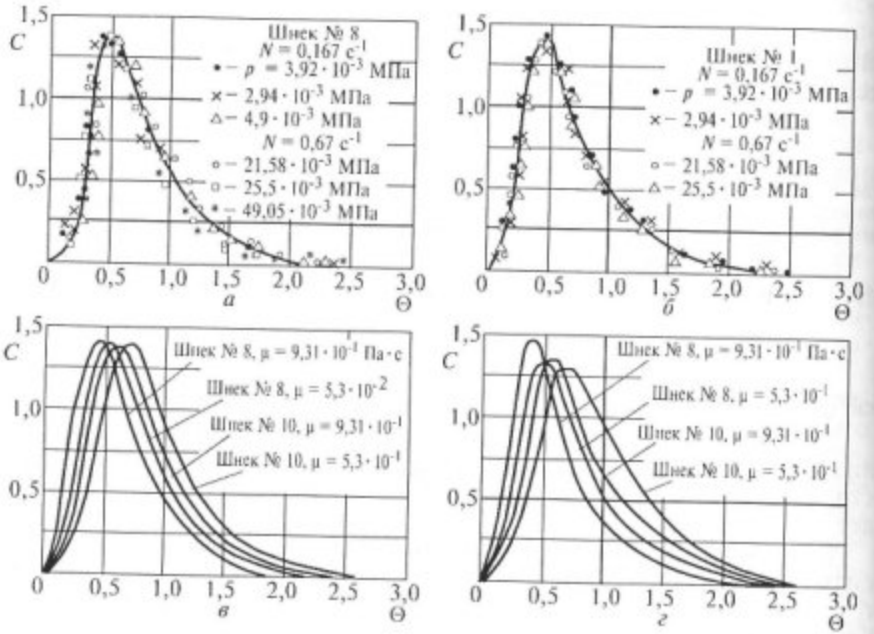


Рис. 3.57. Кривые распределения времен пребывания в относительных координатах (см. табл. 3.1):

а, в – встречное вращение шнеков; *б, г* – одностороннее вращение шнеков

Относительное время θ определяется по формуле:

$$\theta = (t_i - t_1)/\bar{t},$$

где t_i — текущее время.

Полученные таким образом зависимости представлены на рис. 3.57, *а—г*. Из графиков рис. 3.57, *а, б* видно, что указанные кривые инвариантны относительно частоты вращения шнеков, производительности экструдера и противодавления в головке, независимо от направления вращения шнеков. Это объясняется, вероятно, тем, что распределение времен пребывания определяется только соотношением между потоком утечек и прямым потоком, которое зависит только от перепада давления между С-образными секциями при заданных зазорах зацепления и может быть получено различной комбинацией указанных выше параметров. В то же время наблюдается значительное влияние на распределение времен пребывания направления вращения шнека, плотности их зацепления и вязкости жидкости (рис. 3.57, *в, г*). При одностороннем вращении шнеков имеет место бóльшая по сравнению со встречным вращением дисперсия распределения времен пребывания. Этим доказывается лучшая перемешивающая способность двухшнековых экструдеров с односторонним вращением шнеков.

3.6. КОЛИЧЕСТВЕННАЯ ОЦЕНКА СМЕШИВАЮЩЕЙ СПОСОБНОСТИ ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ С ОДНОСТОРОННИМ И ВСТРЕЧНЫМ ВРАЩЕНИЕМ ШНЕКОВ

Смешение полимерных материалов в двухшнековых экструдерах, так же как и в одношнековых, осуществляется в режиме ламинарного течения. Следовательно, в двухшнековых экструдерах имеет место ламинарное смешение, которое характеризуется величиной накопленной деформации сдвига. В двухшнековых экструдерах сдвиговая деформация перерабатываемого материала реализуется в С-образных секциях переходной зоны и зоны дозирования (выдавливания). Наряду с этим большой вклад в процесс смешения вносят зазоры зацепления шнеков (валковые и боковые).

Смешение полимерных материалов в двухшнековых экструдерах исследовалось впервые авторами работ [37, 46, 56]. Однако в то время при теоретическом описании процессов смешения в двухшнековых экструдерах со встречным вращением шнеков учитывались деформации сдвига от продольной v_{zk} и поперечной v_{xk} составляющих скорости потока в винтовых каналах только в зоне дозирования (выдавливания). Игнорирование переходной зоны, зазоров зацепления шнеков и вертикальной составляющей v_{yk} скорости потока приводит к неверному представлению о дей-

ствительной смешивающей способности. Рассматриваемая ниже методика количественной оценки смесительного воздействия двухшнековых экструдеров свободна от этого недостатка и позволяет получить математическую модель смешения в указанных машинах, обладающую более высокой степенью адекватности реальному процессу.

3.6.1. СМЕСИТЕЛЬНОЕ ВОЗДЕЙСТВИЕ ПЕРЕХОДНОЙ ЗОНЫ

Распределение линейной скорости в переходной зоне (зоне прокатки) двухшнековых экструдеров со встречным и односторонним вращением шнеков полностью описывается уравнениями (3.23), (3.24), (3.30) и (3.31). С учетом уравнений (3.27) для градиента давления $(\partial p/\partial z)_u$ и (3.28) для h выражения (3.23), (3.24), (3.30) и (3.31) приводятся к виду (см. также рис. 3.29):

$$v_{zu}^{в}=\left(\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}-1\right)\left[y^2-y\left(h_o+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\right]+$$
$$+\left[\omega y\left(1-\frac{h_0}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}\right)\right]+\pi DN\left(\frac{y}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}-1\right); \quad (3.89)$$

$$v_{zu}^{0}=-\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}\left[y^2-y\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\right]+$$
$$+\left[\omega y\left(1-\frac{h_0}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}\right)\right]+\pi DN\left(1-\frac{y}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}\right); \quad (3.90)$$

$$v_{yu}^{в}=\frac{\left[6\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\omega z-9\omega\left(z^2-a^2\right)\frac{z}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]\left(\frac{y^3}{3}-\frac{hy^2}{2}\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+$$
$$+\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)y^2z}{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3\sqrt{R^2-z^2}}+\frac{\omega h_0y^2z}{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2\sqrt{R^2-z^2}}-$$
$$-\frac{\pi dNy^2z}{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2\sqrt{R^2-z^2}}; \quad (3.91)$$

$$v_{yu}^{0}=\frac{\left[6\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\omega z-9\omega\left(z^2-a^2\right)\frac{z}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]\left(\frac{y^3}{3}-\frac{hy}{2}\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+$$
$$+\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)y^2z}{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3\sqrt{R^2-z^2}}+\frac{\omega h_0y^2z}{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2\sqrt{R^2-z^2}}+$$
$$+\frac{\pi dNy^2z}{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2\sqrt{R^2-z^2}}. \quad (3.92)$$

При выбранной расчетной модели (см. рис. 3.29) в уравнениях (3.89)—(3.92) $h_0=\delta_0$ (см. также рис. 3.37) означает валковый зазор зацепления шнеков, $R=D/2$ (где D — наружный диаметр шнека, а d — диаметр сердечника шнека).

Из выражений (3.89)—(3.92) видно, что линейные скорости частиц жидкости в переходной зоне являются функциями двух координат — z и y. Следовательно, при расчете скоростей сдвига необходимо учитывать двухмерность течения жидкости в переходной зоне рассматриваемых экструдеров.

Скорости сдвига при встречном вращении шнека находятся из выражений (3.89) и (3.91) путем последовательного их дифференцирования по y и z, а при одностороннем вращении — проведением аналогичных операций с уравнениями (3.90) и (3.92). Тогда скорости сдвига при встречном вращении шнеков равны:

$$\dot{\gamma}_{zyu}^{в}=-\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}\left[2y-\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\right]+$$
$$+\omega\left(1-\frac{h_o}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}\right)+$$
$$+\frac{\pi dN}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}; \quad (3.93)$$

$$\dot{\gamma}_{zzu}=\frac{\omega\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)6y^2z-\dfrac{9\omega zy^2\left(z^2-a^2\right)}{\sqrt{R^2-z^2}}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+$$
$$+\frac{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)6zy\omega-\dfrac{6zy\omega}{\sqrt{R^2-z^2}}\left(z^2-a^2\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}+ \qquad (3.94)$$
$$+\frac{\omega h_0yz-\pi dNzy}{\sqrt{R^2-z^2}\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2}.$$

Аналогично получим скорости сдвига от вертикальной составляющей скорости потока в переходной зоне:

$$\dot{\gamma}^{\text{п}}_{yzu}=\left\{\frac{6\omega\left[\dfrac{z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}+\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)-\dfrac{4z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}-\right.$$
$$\left.-\frac{\dfrac{9\omega}{R^2-z^2}\left\{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\left[\left(3z^2-a^2\right)\sqrt{R^2-z^2}+\dfrac{z^2\left(z^2-a^2\right)}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]-4z^2\left(z^2-a^2\right)\right\}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^5}\right\}\times$$
$$\times\left(\frac{y^3}{3}-\frac{hy^2}{2}\right)+$$
$$+\frac{\dfrac{3}{2}\dfrac{\omega}{R^2-z^2}\left\{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\left[y^2\left(3z^2-a^2\right)\sqrt{R^2-z^2}+\dfrac{y^2z^2\left(z^2-a^2\right)}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]-3y^2z^2\left(z^2-a^2\right)\right\}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+$$
$$+\frac{\dfrac{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)}{R^2-z^2}\left(\omega h_0y^2\sqrt{R^2-z^2}-\dfrac{\omega h_0y^2z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}\right)-\dfrac{\omega h_0y^2z^2}{R^2-z^2}}{4\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}-$$

$$-\frac{\dfrac{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)}{R^2-z^2}\left(\pi dNy^2\sqrt{R^2-z^2}-\dfrac{\pi dNy^2z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}\right)-\dfrac{\pi dNy^2z^2}{R^2-z^2}}{4\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}; \qquad (3.95)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{п}}_{yzu}=\frac{\left[6\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\omega z-9\omega\left(z^2-a^2\right)\dfrac{z}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]\left(y^2-hy\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+ \qquad (3.96)$$
$$+\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)yz}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3\sqrt{R^2-z^2}}+\frac{yz\left(\omega h_0-\pi dN\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2\sqrt{R^2-z^2}}.$$

При одностороннем вращении дифференцированием по y и z уравнений (3.24) для $v^{\text{о}}_{zu}$ и (3.31) для $v^{\text{о}}_{yu}$ получим:

$$\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zyu}=-\frac{3\omega\left(z^2-a^2\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}\left[2y-\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\right]+$$
$$+\omega\left(1-\frac{h_0}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}\right)-\frac{\pi dN}{h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}}; \qquad (3.97)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zzu}=-\frac{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)6\omega y^2z-\dfrac{9\omega zy^2\left(z^2-a^2\right)}{\sqrt{R^2-z^2}}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+ \qquad (3.98)$$
$$+\frac{6\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)zy\omega-\dfrac{6\left(z^2-a^2\right)\omega zy}{\sqrt{R^2-z^2}}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3}+\frac{yz\left(\omega h_0+\pi dN\right)}{\sqrt{R^2-z^2}\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2};$$

$$\dot{\gamma}^{o}_{yzu}=\left\{\frac{6\omega\left[\dfrac{z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}+\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)-\dfrac{4z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}-\right.$$

$$\left.-\frac{\dfrac{9\omega}{R^2-z^2}\left\{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\left[\sqrt{R^2-z^2}\left(3z^2-a^2\right)+\dfrac{z}{\sqrt{R^2-z^2}}\left(z^3-a^2\right)\right]-4z^2\left(z^2-a^2\right)\right\}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^5}\right\}\times$$

$$\times\left(\frac{y^3}{3}-\frac{hy^2}{2}\right)+$$

$$+\frac{\dfrac{3}{2}\dfrac{\omega}{R^2-z^2}\left\{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\left[y^2\left(3z^2-a^2\right)\sqrt{R^2-z^2}+\dfrac{y^2z^2\left(z^2-a^2\right)}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]-3y^2z^2\left(z^2-a^2\right)\right\}}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+$$

$$+\frac{\dfrac{2\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)}{R^2-z^2}\left(\pi dNy^2\sqrt{R^2-z^2}-\dfrac{\pi dNy^2z^2}{\sqrt{R^2-z^2}}\right)-\dfrac{\pi dNy^2z^2}{R^2-z^2}}{4\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4};\qquad(3.99)$$

$$\dot{\gamma}^{o}_{yyu}=\frac{\left[6\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)\omega z-9\omega\left(z^2-a^2\right)\dfrac{z}{\sqrt{R^2-z^2}}\right]\left(y^2-yh\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^4}+$$

$$+\frac{3\omega\left(z^2-a^2yz\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^3\sqrt{R^2-z^2}}+\frac{yz\left(\omega h_0+\pi dN\right)}{\left(h_0+R-\sqrt{R^2-z^2}\right)^2\sqrt{R^2-z^2}}.\qquad(3.100)$$

Из выражений (3.93)—(3.100) видно, что как при встречном, так и при одностороннем вращении шнеков в каждой точке сечения жидкости в переходной зоне (зоне прокатки) имеется своя скорость сдвига. Для оценки смесительного воздействия переходной зоны необходимо найти какую-то среднюю скорость сдвига,

характеризующую интенсивность деформации в рассматриваемой зоне. Наиболее корректным является использование для этой цели среднеинтегральной скорости сдвига [45], рассчитываемой следующим образом (рис. 3.29):

$$\bar{\dot{\gamma}}^{B}_{zyu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{B}_{zyu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.101)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{B}_{zzu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{B}_{zzu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.102)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{B}_{yzu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{B}_{yzu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.103)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{B}_{yyu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{0}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{B}_{yyu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.104)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{o}_{zyu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{o}_{zyu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.105)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{o}_{zzu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{o}_{zzu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.106)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{o}_{yzu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{o}_{yzu}(z,y)\,dz\cdot dy;\qquad(3.107)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{o}_{yyu}=\frac{1}{\dfrac{h+h_0}{2}(a+b)}\int_{-a}^{b}\int_{0}^{\frac{h+h_0}{2}}\dot{\gamma}^{o}_{yyu}(z,y)\,dz\cdot dy.\qquad(3.108)$$

Скорости сдвига в подынтегральных выражениях (3.101)—(3.108) представлены формулами (3.93)—(3.100), с учетом которых легко рассчитать среднеинтегральные значения скоростей сдвига в переходной зоне двухшнекового экструдера.

Величину деформации от каждой из компонент скоростей сдвига в переходной зоне можно найти как произведение $\bar{\dot{\gamma}}_{ij}$ на

время пребывания перерабатываемого материала в рассматриваемой зоне, рассчитываемое по формуле:

$$t_u = L_u / v_\lambda, \tag{3.109}$$

где L_u — длина переходной зоны шнеков (в направлении оси шнека); $v_\lambda = \pi DN \operatorname{tg}\alpha$ — осевая составляющая скорости движения отдельной С-образной секции.

Время пребывания, определяемое формулой (3.109), выражает, по существу, время движения секции вдоль оси шнека.

В результате величина каждой из компонент деформации сдвига определится как

$$\gamma_{iju} = \bar{\dot{\gamma}}_{iju} t = \bar{\dot{\gamma}}_{iju} \frac{L_u}{v_\lambda}. \tag{3.110}$$

Тогда при встречном вращении шнеков получается:

$$\gamma^{\text{в}}_{zyu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zyu} \frac{L_u}{v_\lambda}; \quad \gamma^{\text{в}}_{yzu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{yzu} \frac{L_u}{v_\lambda};$$
$$\gamma^{\text{в}}_{zzu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zzu} \frac{L_u}{v_\lambda}; \quad \gamma^{\text{в}}_{yyu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{yyu} \frac{L_u}{v_\lambda}, \tag{3.111}$$

а при одностороннем вращении

$$\gamma^{\text{о}}_{zyu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zyu} \frac{L_u}{v_\lambda}; \quad \gamma^{\text{о}}_{yzu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{yzu} \frac{L_u}{v_\lambda};$$
$$\gamma^{\text{о}}_{zzu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zzu} \frac{L_u}{v_\lambda}; \quad \gamma^{\text{о}}_{yyu} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{yyu} \frac{L_u}{v_\lambda}. \tag{3.112}$$

Суммарную деформацию сдвига в случае сложного напряженного состояния нельзя получить простым векторным сложением всех составляющих, как это делается при простом одноосном сдвиге.

Из теории упругости и пластичности [57] известно, что напряжения, определяющие характер развития деформаций в какой-либо точке сплошной среды, действуют на так называемых октаэдрических площадках, которые в декартовой системе координат равно наклонены к трем главным плоскостям нормальных напряжений. На этих площадках нормальные напряжения определяются из выражения:

$$\sigma_{\text{окт}} = \frac{1}{3}(\sigma_1 + \sigma_2 + \sigma_3) = \sigma_m, \tag{3.113}$$

где $\sigma_{\text{окт}}$ — напряжение на октаэдрических площадках; σ_1, σ_2, σ_3 — главные нормальные напряжения; σ_m — среднее нормальное напряжение.

Касательные напряжения в указанных точках октаэдрических площадок равны

$$\tau_{\text{окт}} = \frac{1}{3}\sqrt{(\sigma_1 - \sigma_2)^2 + (\sigma_2 - \sigma_3)^2 + (\sigma_3 - \sigma_1)^2}, \tag{3.114}$$

близки по величине к наибольшим касательным напряжениям для той же точки и находятся в пределах [57]:

$$0{,}941 > \frac{\tau_{\text{окт}}}{\tau_{\max}} > 0{,}816.$$

Величина деформации сдвига в октаэдрических плоскостях, развиваемая под действием $\tau_{\text{окт}}$, выражается через компоненты тензора деформации

$$\gamma_{\text{окт}} = \frac{2}{3}\sqrt{(\gamma_{xx} - \gamma_{yy})^2 + (\gamma_{yy} - \gamma_{zz})^2 + (\gamma_{zz} - \gamma_{xx})^2 + \frac{3}{2}\left(\gamma^2_{xy} + \gamma^2_{yz} + \gamma^2_{zx}\right)} \tag{3.115}$$

и определяет характер деформации материала в данной точке. Поэтому обобщенная деформация (или интенсивность деформации) в точке пропорциональна октаэдрическому сдвигу и имеет вид [57]:

$$\Gamma_{\text{о}} = \frac{3}{2\sqrt{2}\left(1 + \mu^*\right)}\gamma_{\text{окт}}. \tag{3.116}$$

В случае несжимаемой жидкости коэффициент Пуассона $\mu^* = 0{,}5$, а $\Gamma_{\text{о}} = 0{,}713\gamma_{\text{окт}}$. В рассматриваемом случае $\gamma_{\text{окт}}$ равна:

а) для встречного вращения шнеков:

$$\gamma^{\text{в}}_{\text{окт}} = \frac{2}{3}\sqrt{\left(\gamma^{\text{в}}_{yyu} - \gamma^{\text{в}}_{zzy}\right)^2 + \left(\gamma^{\text{в}}_{yyu}\right)^2 + \left(\gamma^{\text{в}}_{zzu}\right)^2 + \frac{3}{2}\left[\left(\gamma^{\text{в}}_{zyu}\right)^2 + \left(\gamma^{\text{в}}_{yzu}\right)^2\right]}; \tag{3.117}$$

б) для одностороннего вращения шнеков:

$$\gamma^{\text{в}}_{\text{окт}} = \frac{2}{3}\sqrt{\left(\gamma^{\text{в}}_{yyu} - \gamma^{\text{в}}_{zzy}\right)^2 + \left(\gamma^{\text{в}}_{yyu}\right)^2 + \left(\gamma^{\text{в}}_{zzu}\right)^2 + \frac{3}{2}\left[\left(\gamma^{\text{в}}_{zyu}\right)^2 + \left(\gamma^{\text{в}}_{yzu}\right)^2\right]}. \tag{3.118}$$

3.6.2. СМЕСИТЕЛЬНОЕ ВОЗДЕЙСТВИЕ С-ОБРАЗНЫХ СЕКЦИЙ ВИНТОВЫХ КАНАЛОВ В ЗОНЕ ВЫДАВЛИВАНИЯ (ДОЗИРОВАНИЯ)

Полное теоретическое описание процессов смешения полимерных материалов в двухшнековом экструдере со встречным вращением шнеков проведено авторами работы [37]. При этом авторы исходили также из теории ламинарного смешения, предполагающей, что основной движущей силой процесса такого смешения является деформация сдвига.

Для расчета величины сдвиговой деформации в винтовых каналах С-образных секций по формуле (3.115) необходимо знание компонент γ_{ij}, определяемых, в свою очередь, из соответствующих выражений скоростей $\dot{\gamma}_{ij}$.

Скорости сдвига легко определяются дифференцированием соответствующих уравнений, определяющих компоненты скорости потока $v_{zк}$, $v_{xк}$ и $v_{yк}$ в винтовых каналах С-образных секций двухшнекового экструдера.

Уравнения (3.38), (3.42) и (3.46) полностью описывают процесс течения в винтовых каналах С-образных секций двухшнекового экструдера. Из этих уравнений видно, что указанные компоненты скоростей являются функцией координат осей x и y. Следовательно, их дифференцированием по x и y находятся скорости сдвига. Для расчета деформации сдвига в винтовых каналах двухшнекового экструдера необходимо знание времен пребывания частиц полимера в зоне дозирования двухшнековых экструдеров.

Время пребывания t в зоне дозирования (выдавливания) двухшнекового экструдера равно:

$$t = L_d / (\pi D N \operatorname{tg}\alpha), \tag{3.119}$$

где L_d – длина зоны дозирования в аксиальном направлении.

Компоненты тензора скоростей деформации легко находятся дифференцированием уравнений (3.38), (3.42) и (3.46) для $v_{zк}$, $v_{xк}$ и $v_{yк}$ по осям x, y и z:

$$\dot{\gamma}_{zz} = \frac{\partial v_{zк}}{\partial z} = 0; \quad \dot{\gamma}_{zx} = \dot{\gamma}_{xz} = \frac{\partial v_{zк}}{\partial x};$$

$$\dot{\gamma}_{zy} = \dot{\gamma}_{yz} = \frac{\partial v_{zк}}{\partial y}; \quad \dot{\gamma}_{xx} = 2\frac{\partial v_{xк}}{\partial x}; \tag{3.120}$$

$$\dot{\gamma}_{xy} = \dot{\gamma}_{yx} = \frac{\partial v_{xк}}{\partial y} + \frac{\partial v_{yк}}{\partial x}; \quad \dot{\gamma}_{yy} = 2\frac{\partial v_{yк}}{\partial x}. \tag{3.121}$$

Из-за зависимости компонентов тензора скоростей деформации от координат x и y при количественном анализе процессов смешения необходимо пользоваться, как и в предыдущем разделе, величиной деформации сдвига в октаэдрических площадках, рассчитываемой по уравнению (3.116). При этом среднее значение деформации сдвига в винтовых каналах С-образной секции двухшнековых экструдеров рассчитывается как произведение средней интегральной скорости деформации сдвига на время пребывания,

определяемое по формуле (3.119). Средняя интегральная скорость деформации $\bar{\dot{\gamma}}_{ij}$ равна:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{ij} = \frac{1}{hW}\int_0^{hW}\int_0 \dot{\gamma}_{ij}\,dy \cdot dx, \tag{3.122}$$

где $\dot{\gamma}_{ij}$ — компоненты тензора скоростей деформации, рассчитываемые по уравнению (3.121); h, W — глубина и ширина винтового канала С-образной секции.

В этом случае формула (3.116) принимает вид:

$$\Gamma_0 = \frac{\sqrt{2}}{2\left(1+\mu^*\right)}\sqrt{\left(\bar{\dot{\gamma}}_{xx} - \bar{\dot{\gamma}}_{yy}\right)^2 + \left(\bar{\dot{\gamma}}_{yy}\right)^2 + \left(\bar{\dot{\gamma}}_{xx}\right)^2 + \frac{3}{2}\left(\bar{\dot{\gamma}}_{xy}^2 + \bar{\dot{\gamma}}_{yz}^2 + \bar{\dot{\gamma}}_{zz}^2\right)}. \tag{3.123}$$

Величины средней скорости сдвига $\bar{\dot{\gamma}}_{ij}$, входящие в подкоренное выражение формулы (3.123), равны:

$$\bar{\gamma}_{ij} = \bar{\dot{\gamma}}_{ij} t_v. \tag{3.124}$$

Совместное решение уравнений (3.121), (3.122) и (3.124) после соответствующих преобразований приводит к следующему выражению для расчета величины обобщенной деформации в винтовых каналах С-образной секции двухшнекового экструдера:

$$\Gamma_0 = \frac{\sqrt{2}}{2\left(1+\mu^*\right)} L_d \Phi(\alpha, h, W, \varphi), \tag{3.125}$$

где

$$\Phi = \frac{h^2}{6\mu_к \pi D N \cos\alpha}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_к.$$

Параметр Φ зависит от геометрии шнека, параметров экструзии полимеров и эффективной вязкости расплава $\mu_к$ в винтовом канале шнека.

3.6.3. СМЕСИТЕЛЬНОЕ ВОЗДЕЙСТВИЕ ВАЛКОВЫХ И БОКОВЫХ ЗАЗОРОВ ЗАЦЕПЛЕНИЯ ШНЕКОВ

Распределение линейных скоростей потоков вязкой жидкости в валковых (δ_0) и боковых (δ_s) зазорах зацепления шнеков полностью описывается уравнениями (3.60), (3.61), (3.63) и (3.64). Соответствующим дифференцированием указанных уравнений по x, y и z получим компоненты скоростей сдвига в валковых и боковых зацеплениях шнеков.

Тогда скорости сдвига в валковых и боковых зазорах зацепления шнеков равны (см. рис. 3.37):

а) при встречном вращении шнеков

$$\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zz\text{в}} = \frac{1}{2R_1R_2\mu_{\text{Б}}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\text{Бв}} \frac{z\delta_{\text{o}}(R_1+R_2)+z^3+(R_2-R_1)zy}{z(R_1+R_2)(\delta_{\text{o}}-y)+z^3} + \\ + \frac{\omega(R_1-R_2)}{R_1R_2\left(2\delta_{\text{o}}+\dfrac{R_1+R_2}{2R_1R_2}z^2\right)^2}\left[z\delta_{\text{o}}(R_1-R_2)-(R_1+R_2)zy\right]; \quad (3.126)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zy\text{в}} = -\frac{1}{2\mu_{\text{в}}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\text{вв}}\left(2y-\frac{R_2-R_1}{2R_1R_2}z^2\right)+\frac{\omega(R_1-R_2)}{2\delta_{\text{o}}+\dfrac{R_1+R_2}{2R_1R_2}}; \quad (3.127)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zx\text{Б}} = -\frac{x}{\mu_{\text{Б}}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\text{Бв}}+\frac{2y\omega}{\delta_s}; \quad (3.128)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zy\text{Б}} = \frac{2\omega x}{\delta_s}; \quad (3.129)$$

б) при одностороннем вращении шнеков

$$\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zz\text{в}} = \frac{1}{2\mu_{\text{в}}R_1R_2}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\text{во}}\left[z\delta_o(R_1+R_2)+z^3-(R_1-R_2)zy\right]+ \\ + \frac{\omega(R_1+R_2)}{R_1R_2\left(2\delta_{\text{o}}+\dfrac{R_1+R_2}{2R_1R_2}z^2\right)}\left[z(R_1+R_2)(\delta_{\text{o}}-y)+2z\delta_{\text{o}}R_2\right]; \quad (3.130)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zy\text{в}} = -\frac{1}{2\mu_{\text{в}}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\text{во}}\left(2y+\frac{R_1-R_2}{2R_1R_2}\right)+\omega\frac{R_1+R_2}{2\delta_{\text{o}}+\dfrac{R_1+R_2}{2R_1R_2}z^2}; \quad (3.131)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zx\text{Б}} = -\frac{1}{2\mu_{\text{Б}}}\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{\text{Бо}}(2y-\delta_s)+\frac{A\omega}{\delta_s}. \quad (3.132)$$

$$\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zy\text{Б}} = \omega. \quad (3.133)$$

Из выражений (3.126)—(3.133) видно, что скорости сдвига в валковых и боковых зазорах зацепления являются функцией координат y и x (за исключением $\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zy\text{Б}}$). Поэтому для оценки смесительного воздействия зазоров зацепления шнеков находим среднеинтегральные значения скоростей сдвига.

При встречном вращении шнеков (см. рис. 3.37):

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zz\text{в}} = \frac{2}{\dfrac{\delta+\delta_{\text{o}}}{2}R_2}\int_{\delta_{\text{o}}}^{\delta}\int_{0}^{R_2}\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zz\text{в}}(z,y)\,\mathrm{d}y\cdot\mathrm{d}z; \quad (3.134)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zy\text{в}} = \frac{2}{\dfrac{\delta+\delta_{\text{o}}}{2}R_2}\int_{\delta_{\text{o}}}^{\delta}\int_{0}^{R_2}\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zy\text{в}}(z,y)\,\mathrm{d}y\cdot\mathrm{d}z; \quad (3.135)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zy\text{Б}} = \frac{2}{(h-\delta_{\text{o}})\delta_s}\int_{0}^{h-\delta_{\text{o}}}\int_{0}^{\delta_s}\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zx\text{Б}}(z,y)\,\mathrm{d}z\cdot\mathrm{d}y; \quad (3.136)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zy\text{Б}} = \frac{2}{h-\delta_{\text{o}}}\int_{0}^{h-\delta_{\text{o}}}\dot{\gamma}^{\text{в}}_{zy\text{Б}}(z)\,\mathrm{d}z. \quad (3.137)$$

В случае одностороннего вращения шнеков среднеинтегральные скорости сдвига в валковых (δ_{o}) и боковых (δ_s) зазорах зацепления шнеков равны:

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zz\text{в}} = \frac{2}{\dfrac{\delta+\delta_{\text{o}}}{2}R_2}\int_{\delta_{\text{o}}}^{\delta}\int_{0}^{R_2}\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zz\text{в}}(z,y)\,\mathrm{d}z\cdot\mathrm{d}y; \quad (3.138)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zy\text{в}} = \frac{2}{\dfrac{\delta+\delta_{\text{o}}}{2}R_2}\int_{\delta_{\text{o}}}^{\delta}\int_{0}^{R_2}\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zy\text{в}}(z,y)\,\mathrm{d}z\cdot\mathrm{d}y; \quad (3.139)$$

$$\bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zx\text{Б}} = \frac{2}{h-\delta_{\text{o}}}\int_{0}^{h-\delta_{\text{o}}}\dot{\gamma}^{\text{о}}_{zx\text{Б}}(z)\,\mathrm{d}z; \quad (3.140)$$

Умножением соответствующих выражений среднеинтегральных скоростей сдвига на время деформирования t получим значения величин сдвиговой деформации:

$$\begin{aligned}
&\gamma^{\text{в}}_{zz\text{в}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zz\text{в}}t_{\text{в}}; && \gamma^{\text{о}}_{zzb} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zz\text{в}}t_{\text{в}};\\
&\gamma^{\text{в}}_{zy\text{в}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zy\text{в}}t_{\text{в}}; && \gamma^{\text{о}}_{zy\text{в}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zy\text{в}}t_{\text{в}};\\
&\gamma^{\text{в}}_{zz\text{Б}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zz\text{Б}}t_{\text{Б}}; && \gamma^{\text{о}}_{zz\text{Б}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zz\text{Б}}t_{\text{Б}};\\
&\gamma^{\text{в}}_{zy\text{Б}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{в}}_{zy\text{Б}}t_{\text{Б}}; && \gamma^{\text{о}}_{zy\text{Б}} = \bar{\dot{\gamma}}^{\text{о}}_{zy\text{Б}}t_{t},
\end{aligned} \quad (3.141)$$

где $t_{\text{в}}$, $t_{\text{Б}}$ — время деформации в валковых (δ_{o}) и боковых (δ_s) зазорах зацепления шнеков.

С использованием компонент деформации сдвига (3.141) по формуле (3.116) можно рассчитать обобщенную деформацию

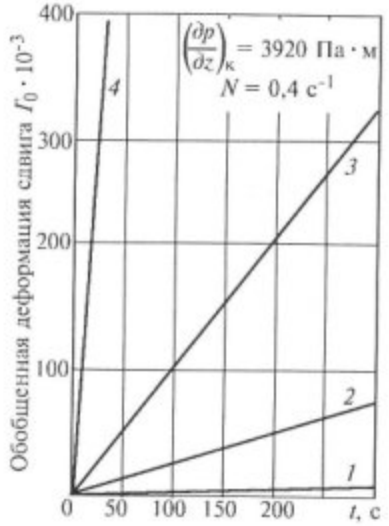


Рис. 3.58. Зависимость обобщенной деформации сдвига от времени для двухшнековых экструдеров со встречным вращением шнеков:

1 — С-образная секция; *2* — боковой зазор; *3* — переходная зона; *4* — межвалковый зазор

сдвига отдельно для валковых и боковых зазоров зацепления как при встречном, так и при одностороннем вращении шнеков. При этом можно приближенно принять, что $t_в = t_Б = t$ [t определяется по формуле (3.119)].

На рис. 3.58 представлены величины обобщенной деформации сдвига в С-образных секциях, в переходной зоне, в боковых и валковых зазорах зацепления двухшнекового экструдера со встречным вращением шнеков. Расчет обобщенной деформации сдвига проводился с помощью ЭВМ по приведенным выше формулам для винтового канала и зазоров зацепления шнеков, причем в расчетах использовались геометрические размеры шнеков с наружным диаметром $D = 53$ мм [45].

Из рис. 3.58 видно, что наибольшая деформация сдвига (следовательно, и наибольшее смесительное воздействие) развивается в валковых зазорах зацепления, на входе в которые имеет место интенсивная циркуляция частиц перерабатываемого материала. Наименьшая деформация сдвига (следовательно, и наименьшее смесительное воздействие) наблюдается в винтовых каналах С- образных секций. В боковых зазорах зацепления имеет место также относительно высокая деформация сдвига.

Вклад переходной зоны (зоны прокатки) в общий процесс смешения значителен (см. кривую *3*, рис. 3.58), откуда следует, что при количественной оценке смесительного воздействия двухшнековых экструдеров необходимо учитывать перемешивающую способность указанной зоны.

При аналитическом описании процессов смешения полимерных материалов в двухшнековых экструдерах следует, однако, учесть, что если деформации сдвига в зоне прокатки в винтовых каналах С-образных секций и в валковых зазорах зацепления подвергается весь перерабатываемый материал, то смесительному воздействию боковых зазоров зацепления шнеков подвергается часть материала. Поэтому оценку смешивающей способности двухшнековых экструдеров необходимо проводить по величине обобщенной деформации сдвига, накопленной в переходной

зоне, в винтовых каналах С-образных секций и валковых зазорах, т. е.

$$\Gamma_{o\Sigma} = \Gamma_{oи} + \Gamma_{oс} + \Gamma_{oв}, \qquad (3.142)$$

где $\Gamma_{o\Sigma}$ — суммарная величина обобщенной деформации сдвига в двухшнековом экструдере; $\Gamma_{oи}$ — обобщенная деформация, накопленная в переходной зоне; $\Gamma_{oс}$ — обобщенная деформация, накопленная в винтовых каналах С-образных секций; $\Gamma_{oв}$ — обобщенная деформация в валковых зазорах.

3.7. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ СМЕШЕНИЯ В ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРАХ С ОДНОСТОРОННИМ И ВСТРЕЧНЫМ ВРАЩЕНИЕМ ШНЕКОВ

3.7.1. ИНТЕНСИВНОСТЬ ПРОЦЕССОВ СМЕШЕНИЯ В ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРАХ

При математическом описании процесса смешения в двухшнековых экструдерах возникает ряд трудностей, связанных в первую очередь со сложностью гидродинамики потока перерабатываемого материала в С-образных секциях и зазорах зацепления шнеков друг с другом и с материальным цилиндром. Сложная гидродинамика создает не только неравномерное поле интенсивности сдвиговой деформации расплава, но и определяет распределение времен пребывания частиц в экструдере. С некоторыми допущениями можно утверждать, что суммарное влияние перечисленных факторов может быть учтено одним — распределением времен пребывания, так как распределение времен пребывания в конечном счете определяется гидродинамикой потока и, следовательно, интенсивностью деформирования расплава.

В качестве одного из подходов при анализе процессов смешения в двухшнековых экструдерах, а также при оценке качества смеси на выходе из них может быть использована однопараметрическая диффузионная модель прямоточного аппарата. При использовании этой модели реальный двухшнековый экструдер представляется в виде трубчатого аппарата, в котором имеет место продольное перемешивание в потоке текущей жидкости [55].

Предполагая наличие в потоке жидкости идеального перемешивания в радиальном направлении, картину течения можно представить состоящей из потока идеального вытеснения, на который накладываются перемещения частиц с большей или меньшей (по сравнению со средней скоростью потока идеального вытеснения) скоростью, возникающие вследствие сложной гидродинамики всего потока. Учет этого второго вида перемещения

частиц, по аналогии с диффузионными процессами, может быть выполнен введением диффузионного члена, описывающего продольное перемешивание через коэффициент продольного перемешивания D_L и учитывающего неравномерность поля скоростей. Количественное описание процессов в однопараметрической диффузионной модели достаточно легко выполняется анализом отклика модели на выходе из аппарата на ступенчатое или импульсное изменение концентрации индикатора на входе в него [57]:

$$\frac{\partial C_u}{\partial t} = -v\frac{\partial C_u}{\partial L} + D_L\frac{\partial^2 C_u}{\partial L^2}. \qquad (3.143)$$

Уравнение (3.143) связывает дисперсию σ^2 функции распределения времен пребывания частиц в экструдере с критерием Пекле $\mathrm{Pe} = vL/D_L$, аналогичным диффузионному критерию Пекле (часто называется критерием Боденштейна Bo), который позволяет определить коэффициенты продольного перемешивания D_L и Pe_L, влияющие на интенсивность процесса и качество смешения. Очевидно, что чем больше D_L (меньше Pe_L), тем интенсивнее перемешивание в экструдере. Входящие в выражение Pe_L величины линейной скорости v в направлении перемещения жидкости и длины аппарата L могут быть взяты как характерные для двухшнековых экструдеров, а именно — скорость идеального потока вытеснения и длина экструдера соответственно.

Изучение процессов перемешивания в двухшнековых экструдерах со встречным и односторонним вращением шнеков, а также оценка качества смешения на выходе из экструдера производились на вышеописанной установке (см. рис. 3.53) с использованием в качестве модельной жидкости глицерина вязкостью $\mu = 9{,}31 \cdot 10^{-1}$ Па · с.

Методика эксперимента была аналогичной методике по изучению распределения времен пребывания. Во избежание влияния на процесс смешения входовых эффектов загрузка индикатора (маточной смеси «глицерин + алюминиевая пудра») осуществлялась непосредственно в С-образную секцию канала через отверстие 9 (см. рис. 3.53), а измерительное устройство располагалось в месте схода материала со шнеков. Из табл. 3.1 видно, что размеры шнеков для обоих направлений вращения были выбраны таким образом, чтобы можно было получить различную степень замкнутости секций винтового канала, варьируя величинами валковых и боковых зазоров зацепления. Коэффициент K, хотя и не учитывает сложную гидродинамику течения жидкости в зазорах зацепления, однако позволяет оценить интенсивность массообмена между соседними С-образными секциями винтовых каналов шнеков.

Определение эффективности перемешивания с помощью критерия Пекле Pe_L производилось путем анализа кривой отклика системы на импульсное изменение концентрации индикатора на

входе в экструдер и в различных точках по длине шнека. С этой целью в канал шнека вводилось определенное (~4 см^3) количество маточной смеси с индикатором. Продолжительность введения индикатора в момент времени t_0 не превышала 2—3 с. Вид кривых отклика подтвердил возможность описания процесса с использованием диффузионной модели (см. рис. 3.55).

Для расчета критерия Пекле Pe_L было использовано уравнение

$$\sigma^2 = \frac{2}{\mathrm{Pe}_L^2}\left(\mathrm{Pe}_L - 1 + e^{-\mathrm{Pe}_L}\right), \qquad (3.144)$$

в котором безразмерная дисперсия σ^2 кривой отклика на импульсное возмущение на входе определяется как [58]

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^{N}\left(t_i^2 C_i\right)\Big/\sum_{i=1}^{N} C_i}{\left[\sum_{i=1}^{N}\left(t_i C_i\right)\Big/\sum_{i=1}^{N} C_i\right]^2} - 1. \qquad (3.145)$$

Вид использованного уравнения (3.145) определяется граничными условиями на входе и выходе из экструдера [57]. Проведенные исследования зависимости критерия Pe_L от различных параметров процесса экструзии показали, что величина Pe_L не зависит от скорости вращения шнеков, давления в головке и производительности экструдера в диапазоне $(0{,}1 \div 0{,}5)Q_{\max}$ рабочей характеристики машины (рис. 3.59). В то же время величина Pe_L оказалась линейно зависящей от длины зоны перемешивания при вращении шнеков в одном направлении (шнеки *1* и *2*, табл. 3.1) и нелинейно — при встречном вращении (шнек *7*, рис. 3.60). Причем в последнем случае с увеличением длины зоны перемешивания происходит замедление роста критерия Pe_L.

Эксперименты показали, что для любой пары шнеков отношение линейной скорости v потока идеального вытеснения в осевом направлении к коэффициенту продольного перемешивания D_L не зависит от параметров процесса экструзии. Это объясняется тем, что в критерий Pe_L в качестве характерной линейной скорости может быть подставлена скорость v. Так как величина v характеризует скорость перемещения материала в осевом направлении к выходу из экструдера, а D_L — интенсивность перемешивания жидкости, можно сделать вывод, что соотношение процессов перемещения материала и его перемешивания не зависит от параметров процесса экструзии.

Для двухшнековых экструдеров с односторонним вращением шнеков эксперименты показали линейное изменение давления по длине шнеков (рис. 3.39 и рис. 3.40). Это хорошо согласуется с линейным изменением критерия Pe_L по длине экструдера (рис. 3.60, шнеки *1* и *2*, табл. 3.1). При линейном изменении давления по длине экструдера перепад давления между секциями постоянен,

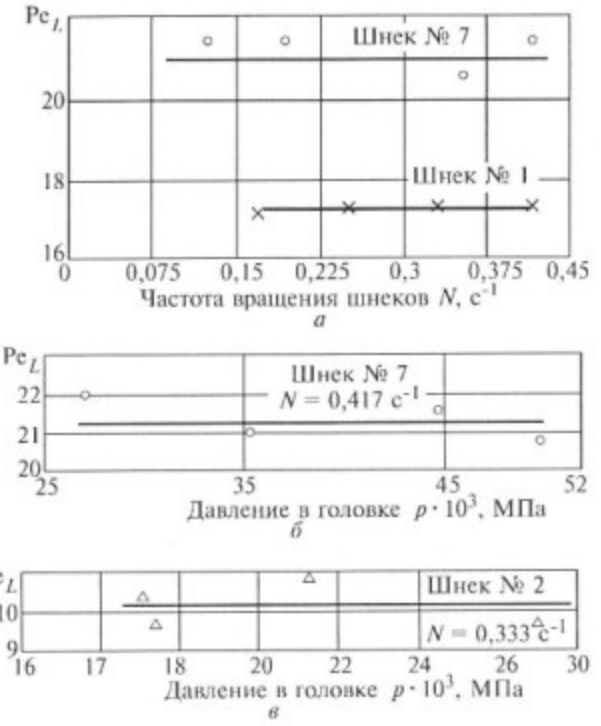


Рис. 3.59. Инвариантность критерия Pe_L относительно частоты вращения шнеков N (*а*) и давления в головке p(*б*, *в*). Номера шнеков — по табл. 3.1

следовательно, постоянна интенсивность смешения и величина Pe_L, характеризующая степень смешения, должна быть также линейна в зависимости от пути перемещения секции.

Для экструдера со встречным вращением шнеков наблюдалось нелинейное изменение давления по длине экструдера (см. рис. 3.39 и 3.40), причем наиболее интенсивное увеличение давления происходило на выходе из экструдера. Это явление приводит к тому, что критерий Pe_L нелинеен по длине зоны перемешивания, к тому же наблюдается уменьшение скорости его роста на выходе (рис. 3.60, кривая для шнека 7). Это объясняется тем, что рост величины критерия Pe_L по длине зоны перемешивания меньше его снижения вследствие увеличения коэффициента продольного перемешивания D_L, который возрастает к выходу из экструдера за счет повышения градиента давления.

На процесс смешения в двухшнековых экструдерах большое влияние оказывает степень замкнутости K отдельных С-образных секций. Представленная на рис. 3.61 зависимость величины кри-

терия Pe_L от коэффициента K для шнеков с односторонним и встречным вращением (шнеки 1—6 для одностороннего и 7—10 для встречного вращения, табл. 3.1) показывает значительное уменьшение Pe_L с увеличением K, т. е. с уменьшением степени замкнутости секций. Это связано с тем, что с возрастанием величины валковых и боковых зазоров зацепления возрастают потоки утечек из С-образных секций, что улучшает условия смешения как за счет дополнительного изменения направления течения жидкости, так и за счет деформации жидкости с большей интенсивностью в зазорах зацепления.

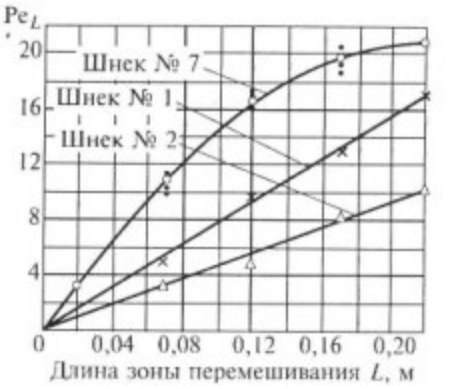


Рис. 3.60. Зависимость критерия Pe_L от длины зоны перемешивания L

Очевидно, имеются два предельных значения Pe_L, соответствующие максимальной степени замкнутости (Pe_L^{max} при $K \to 0$) и минимальной (Pe_L^{min} — при $K \to 1$), когда двухшнековый экструдер может быть представлен в виде двух параллельно работающих одношнековых экструдеров. Зависимость Pe_L от степени замкнутости секций тесно связана с таким важным параметром рабочей характеристики экструдера, как угол наклона прямой зависимости

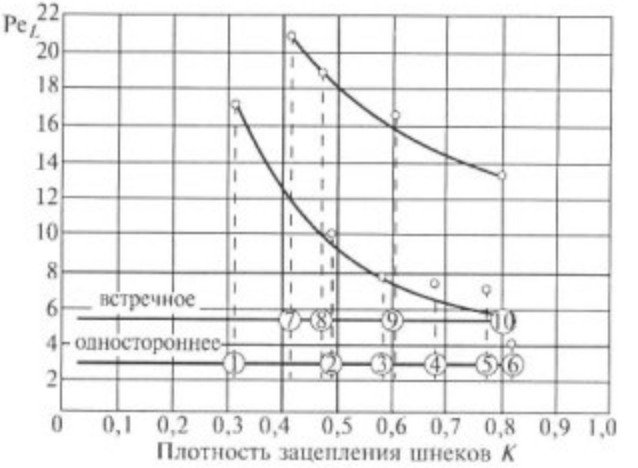


Рис. 3.61. Зависимость критерия Pe_L от коэффициента плотности зацепления шнеков K при встречном и одностороннем вращении шнеков. Номера шнеков — по табл.3.1

производительности экструдера Q от давления p на выходе, т. е. $\partial Q/\partial p$ (ранее было показано, что величина $\partial Q/\partial p$ характеризует интенсивность потока утечек из отдельных С-образных секций винтовых каналов). Проведенные исследования показали различную интенсивность перемешивания, при прочих равных условиях, в двухшнековых экструдерах с односторонним и встречным вращением шнеков, которая в указанных случаях определяется различной гидродинамикой потоков в зазорах зацепления шнеков. Даже при одинаковой степени замкнутости С-образных секций (см. рис. 3.61), несмотря на примерно равные величины потоков утечек, интенсивность смешения весьма различна. Это связано со спецификой зацепления шнеков, а именно: при одностороннем их вращении на входе в валковый и боковой зазоры создается более интенсивная циркуляция жидкости и реализуется бóльшая деформация сдвига при одновременно бóльшем времени пребывания материала в экструдере.

3.7.2. ВЛИЯНИЕ ГЕОМЕТРИИ ШНЕКОВ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА СМЕШЕНИЯ НА КАЧЕСТВО ПОЛУЧАЕМОЙ СМЕСИ

Критерий Pe_L дает возможность оценить только интенсивность процесса смешения, которая, как было показано в главе 2, зависит от соотношения прямого потока к потоку утечек. Однако при проектировании двухшнековых экструдеров необходимо знание влияния геометрии шнеков и технологических параметров процесса смешения на качество получаемой смеси. Для этой цели автор работы [45] разработал устройство и методику непрерывного конт-

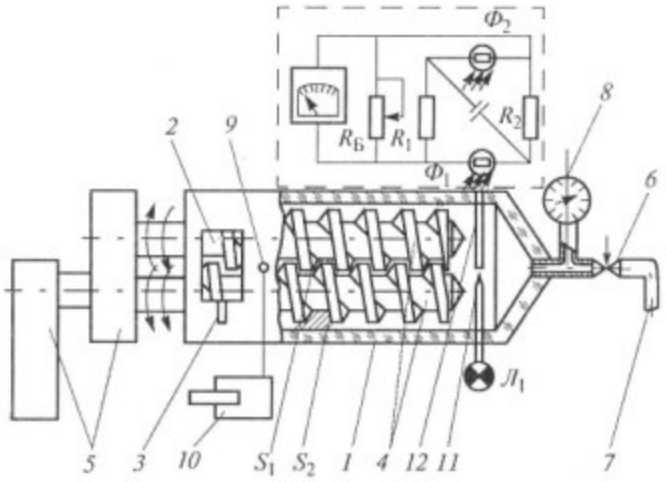


Рис. 3.62. Схема экспериментальной установки для исследования процесса смешения в двухшнековом экструдере

роля качества смеси на выходе из смесителя, а также выявление зависимости качества смеси от конструктивных параметров шнеков и технологических параметров процесса смешения. Изучение процесса смешения в двухшнековых экструдерах с односторонним и встречным вращением шнеков, а также оценка качества смешения на выходе из экструдера производились на модельной установке (рис. 3.62) с использованием модельной жидкости — глицерина вязкостью $9{,}31 \cdot 10^{-1}$ Па · с. Контрольно-измерительные приборы использовались те же, что и при исследовании распределения времен пребывания.

Перемешивающая способность двухшнекового экструдера при данных геометрии шнеков *4* и направлении их вращения оценивалась величиной коэффициента неоднородности смеси I_s модельной жидкости и ключевого (распределяемого) компонента [58]. Ключевой компонент в виде маточной смеси глицерина и тонкодисперсной алюминиевой пудры подавался непрерывно с помощью микродозатора *10* плунжерного типа в различные точки по длине корпуса *1* экструдера (рис. 3.62). Измерение концентрации в «микрообъеме» в любой точке движущейся жидкости производилось по описанной выше методике с использованием световодов *11* и *12* (рис. 3.62), выполненных в виде стеклянных стержней, отстоящих друг от друга на некотором расстоянии и помещенных в поток исследуемой жидкости. Измерение концентрации ключевого компонента производилось в микрообъеме исследуемой жидкости, ограниченном торцами световодов *11* и *12* и цилиндрической поверхностью, радиус которой равен радиусу меньшего световода, расположенного со стороны источника света. Изменение величины «микрообъема» производилось как изменением расстояния между торцовыми поверхностями световода, так и изменением их диаметра. Конструкция устройства позволяла определять качество смеси в любой точке канала на выходе из экструдера.

Характерная кривая отклика системы на ступенчатый ввод индикатора, констатирующая колебания его концентраций в исследуемом микрообъеме, показана на рис. 3.63. Геометрия исследованных шнеков приведена в табл. 3.1.

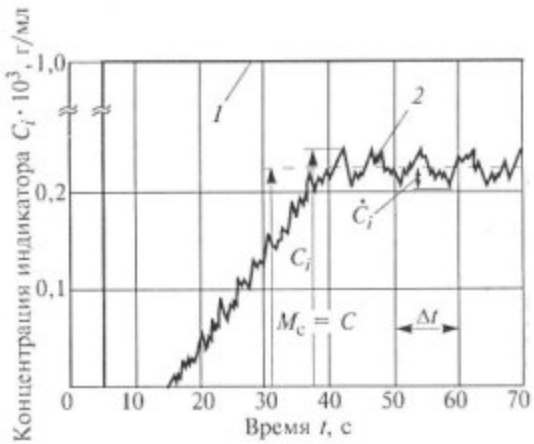


Рис. 3.63. К обработке кривой отклика (*2*) на ступенчатое (*1*) возмущение входного потока

Во избежание влияния формующего инструмента (головки) измерение концентрации проводилось в месте схода жидкости со шнеков.

Закон непрерывного изменения во времени случайной величины C (концентрации) часто не поддается аналитическому описанию. Поэтому при экспериментальном исследовании процесса смешения используют теорию случайных функций. При этом, если характер колебаний случайной величины не изменяется во времени, то такую случайную функцию называют стационарной случайной функцией.

Случайные функции характеризуются следующими величинами [59]: математическим ожиданием, дисперсией и корреляционной функцией (корреляционным моментом, устанавливающим корреляционную связь между рассматриваемыми сечениями, выбираемыми через определенные интервалы времени).

Стационарная случайная функция, которой в основном соответствуют процессы смешения [58], должна удовлетворять следующим условиям:

$$M_c(t) = \text{const};\ \sigma^2(t) = \text{const};$$
$$K_c(t_1;\ t_1 + \Delta t) = K_c(t_2;\ t_2 + \Delta t). \qquad (3.146)$$

Последнее условие (3.146) надо понимать в таком смысле, что корреляционная функция стационарной случайной функции не зависит от положения t на оси абсцисс, а зависит только от промежутка Δt между первым и вторым аргументами, что позволяет считать $K_c(t;\ t + \Delta t) = K_c(\Delta t)$. При $t = 0$ корреляционная функция $K_c(\Delta t) = \sigma^2(t)$.

На практике вместо корреляционной функции стационарного процесса $K_c(\Delta t)$ часто используют нормированную корреляционную функцию

$$\rho_c(\Delta t) = \frac{K_c(\Delta t)}{\sigma^2(t)}. \qquad (3.147)$$



Рис. 3.64. График нормированной корреляционной функции

Эта функция является коэффициентом корреляции между сечениями случайной функции, разделенной интервалом Δt по времени.

Если $\Delta t = 0$, то $\rho(\Delta t) = 1$.

Значение $\rho(\Delta t) = 0$ означает отсутствие корреляционной связи между сечениями случайной величины, разделенной интервалом Δt по времени. Типичный график $\rho_c(\Delta t)$ показан на рис. 3.64.

Основные характеристики случайных функций по их реализации вычисляют по следующим формулам:

$$M_c(t_k) = \frac{1}{N_c}\sum_{i=1}^{N_c} C_i(t_k);$$
$$\sigma^2(t_k) = \frac{1}{N_c - 1}\sum_{i=1}^{N_c}\left[C_i(t_k) - M_k(t_k)\right]^2; \qquad (3.148)$$
$$K_c(t_k, t_e) = \frac{1}{N_c - 1}\sum_{i=1}^{N_c}\left[C_i(t_k) - M_k(t_k)\right]\left[C_i(t_e) - M_c(t_e)\right],$$

где t_k, t_e, t_e — фиксированные промежутки времени эксперимента.

Получение большого числа реализаций стационарной случайной функции экономически не целесообразно и связано с трудоемкой операцией. Благодаря тому, что стационарная случайная функция обладает эргодическим свойством, все ее основные характеристики могут быть рассчитаны по одной реализации, достаточно продолжительной во времени. Случайная функция обладает эргодическим свойством, когда каждая отдельная реализация представляет всю совокупность возможных реализаций. Эргодичность позволяет средние значения случайной величины C_i по множеству наблюдений для данного значения времени заменить средним значением C_i по времени на достаточно большом участке наблюдений.

Основные характеристики стационарного случайного процесса, обладающего эргодическим свойством по одной длительной реализации, находят следующим образом. Вся реализация длительностью по времени t_N разбивается на N_c равных участков, длиной Δt (рис. 3.64). Обозначив середины полученных участков через t_1, t_2, t_3 ... t_N, можно записать приближенно:

$$M_c(t) = \frac{1}{N_c}\sum_{i=1}^{N_c} C(t_i); \qquad (3.149)$$

$$\sigma^2(t) = \frac{1}{N_c - 1}\sum_{i=1}^{N_c}\left[C_i^\circ(t_i)\right]^2; \qquad (3.150)$$

$$K_c\left(\frac{n_c t_N}{N_c}\right) = \frac{1}{N_c - n_c}\sum_{i=1}^{N_c - n_c}\left[C^\circ(t_i)C^\circ(t_i + n_c)\right]. \qquad (3.151)$$

Центрирование случайной величины ведут относительно математического ожидания [59]:

$$C^{\circ}(t_i) = C(t_i) - M_c(t). \qquad (3.152)$$

Корреляционную функцию вычисляют по формуле (3.151), последовательно подставляя в нее значения $n_c = 0, 1, 2...$ Вычисления заканчивают при таких значениях n_c, когда функция $K_c(n_c, t_N/N_c)$ принимает нулевое значение или когда она начинает нерегулярно колебаться около нуля.

Это означает, что между сечениями случайной функции, разделенными интервалом времени Δt, исчезла корреляционная связь, т. е. при заданном разбиении продолжительности реализации случайного процесса качество смеси можно характеризовать коэффициентом неоднородности, рассчитываемым по формуле

$$V_c = \frac{100}{M_c(t)} \sqrt{\frac{1}{N_c - 1} \sum_{i=1}^{N_c} \left[C_i - M_c(t) \right]^2}. \qquad (3.153)$$

Таким образом, можно рекомендовать следующий порядок обработки графика (см. рис. 3.63):

1) по формуле (3.149) рассчитывается математическое ожидание стационарного случайного процесса, по данным одной реализации за достаточно большой промежуток с времени;

2) проводится центрирование случайной величины при разбиении продолжительности реализации на n_c интервалов;

3) рассчитываются значения дисперсии σ^2 по формуле (3.150);

4) для каждого интервала n_c разбиения продолжительности реализации стационарного случайного процесса по формуле (3.148) рассчитываются значения корреляционной функции;

5) строится график зависимости $K_c(\Delta t) = f(\Delta t)$ и выбирается значение интервала n_c разбиения, при котором $K_c(\Delta t) = 0$;

6) вся продолжительность реализации случайного процесса разбивается на N_c участков с интервалом $n_c|_{K_c(\Delta t)=0}$ и по формуле (3.153) рассчитывается коэффициент неоднородности V_c смеси.

Расчетами было установлено [45], что с достаточной для инженерных расчетов точностью можно в рассматриваемом случае ограничиться значением $N_c = 40$.

Влияние на коэффициент неоднородности смеси V_c средней концентрации ключевого компонента, давления P в головке и частоты вращения шнеков показано на рис. 3.65—3.67. Из рис. 3.65 видно, что при обоих направлениях вращения шнеков (шнек *1* — одностороннее, шнек *7* — встречное вращение, см. табл. 3.1) качество смеси улучшается (V_c уменьшается) с увеличением концентрации C до определенной величины, после чего стабилизируется. Это хорошо согласуется с данными работ [58]. С увеличением давления в головке (рис. 3.68) коэффициент неоднородности

уменьшается, что является следствием увеличения потоков утечек через зазоры зацепления шнеков.

Зависимость V_c от частоты вращения шнеков N (рис. 3.67) показывает существование некоторого значения N, при котором достигается лучшее перемешивание. В области же малых и больших N (по крайней мере, в исследованном диапазоне частот вращения шнеков) наблюдается увеличение коэффициента неоднородности смеси V_c. Это объясняется возрастанием интенсивности перемешивания с увеличением частоты вращения шнеков N, при одновременном уменьшении времени пребывания частиц в зоне перемешивания. Эксперименты же по выявлению зависимости $V_c = f(t)$ (рис. 3.66) показали, что до определенного значения длины шнека ($L/D \approx 4$) наблюдается улучшение качества смеси (уменьшение V_c), а дальнейшее увеличение длины практически не оказывает влияния на процесс смешения.



Рис. 3.65. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от концентрации индикатора C

Представленные на рис. 3.69 результаты экспериментов показывают небольшое увеличение коэффициента неоднородности с уменьшением степени замкнутости С-образных секций. Кроме

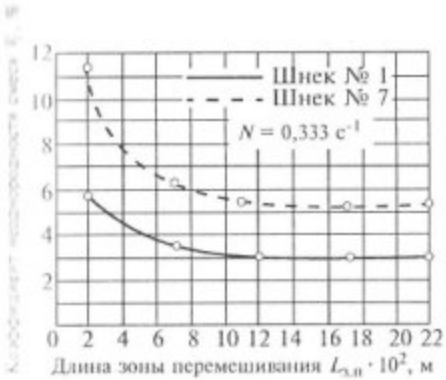


Рис. 3.66. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от длины зоны перемешивания L

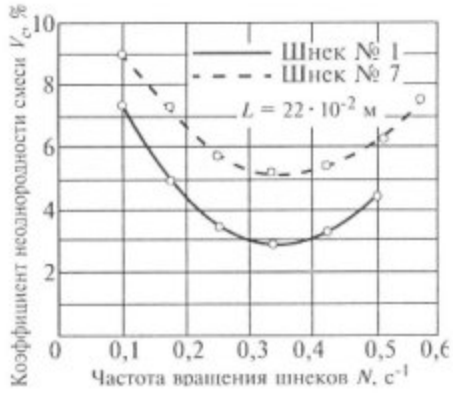


Рис. 3.67. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от частоты вращения шнеков N

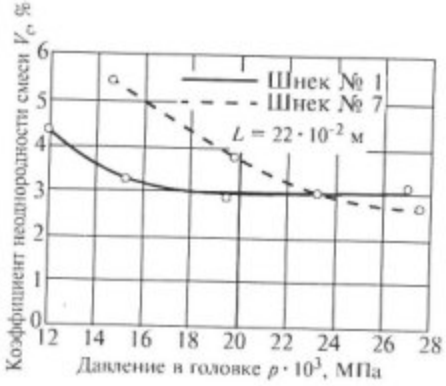


Рис. 3.68. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от давления в головке p

того, при выбранных условиях эксперимента качество смеси на выходе экструдера при одностороннем вращении шнеков было несколько ниже, чем при встречном вращении. При встречном наблюдалось большее давление в головке, что вызывало увеличение потоков утечек из С-образных секций, способствующих улучшению качества смеси. Кроме того, меньшие значения боковых и межвалковых зазоров у шнеков встречного вращения обусловливают большие скорости сдвига. Полученные результаты объясняются своеобразием гидродинамических процессов, происходящих в экструдере, и тем, что интегральное качество смеси на выходе определяется как интенсивностью процессов смешения в канале и в зазорах зацепления шнеков, так и временем пребывания материала в экструдере, которые, в свою очередь, определяются степенью замкнутости отдельных С-образных секций. Подбором комбинации вышеперечисленных факторов требуемое качество смеси, при необходимой производительности машины, может быть достигнуто как при встречном, так и при одностороннем вращении шнеков.

В двухшнековых экструдерах, также как и в одношнековых, характеристикой их смешивающей способности служит величина деформации сдвига, которой подвергается перерабатываемый материал. Доказательством того, что обобщенная деформация сдвига Γ_o,



Рис. 3.69. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от коэффициента плотности зацепления шнеков K

которой подвергается материал, является характеристикой смешивающей способности двухшнековых экструдеров, служит зависимость $V_c = f(\Gamma_o)$, представленная на рис. 3.70 для различных условий процесса смешения. Значения Γ_o в С-образных секциях рассчитывались по формуле (3.142) на ЭВМ для условий, реализованных в вышеописанных экспериментах [45].

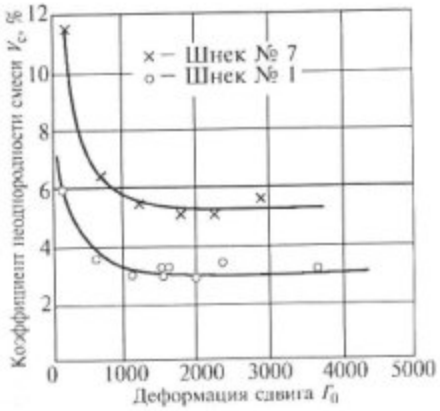


Рис. 3.70. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от деформации сдвига Γ_0

Из рис. 3.70 видно, что при обоих направлениях вращения шнека с увеличением Γ_o до определенного предела качество смеси улучшается (V_c уменьшается), затем наступает стабилизация V_c. Причем значения V_c были получены при различных условиях реализации (изменением частоты вращения шнеков, давления в головке, длины зоны смешения). Несмотря на различные условия экспериментов, видно, что любой величине V_c соответствует определенное значение обобщенной деформации сдвига. При одной и той же величине Γ_o качество смеси у двухшнекового экструдера с односторонним вращением шнеков (см. шнек *1* на рис. 3.67 и в табл. 3.1) выше, чем у машины со встречным вращением (см. шнек *7* на рис. 3.70 и в табл. 3.1).

3.7.3. СМЕСИТЕЛЬНОЕ ВОЗДЕЙСТВИЕ ДВУХШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ ПРИ ПЕРЕРАБОТКЕ РЕАЛЬНЫХ ПОЛИМЕРОВ

Для проверки адекватности основных закономерностей процессов смешения, установленных в экспериментах на модельных экструдерах с модельной жидкостью, авторы работ [30, 43, 45] исследовали влияние технологических параметров на процесс смешения полимеров при их переработке на промышленных двухшнековых экструдерах. Работа проводилась на двухшнековом экструдере фирмы *Leistritz* (Германия) с зацепляющимися шнеками. Привод экструдера позволял бесступенчато изменять частоту вращения шнеков в пределах $N = 6 \div 35$ об/мин (рис. 3.71). Электронагреватели *5* со змеевиками *6* были сгруппированы в четыре зоны. Сопряженные двухзаходные шнеки *1* диаметром $D = 60$ мм и длиной $L = 12D$ вращались навстречу друг другу. Конструктивно они были выполнены секционным со ступенчато изменяющимся шагом $t = 40$ мм в зоне загрузки и $t = 36$ мм в зоне дозирования.

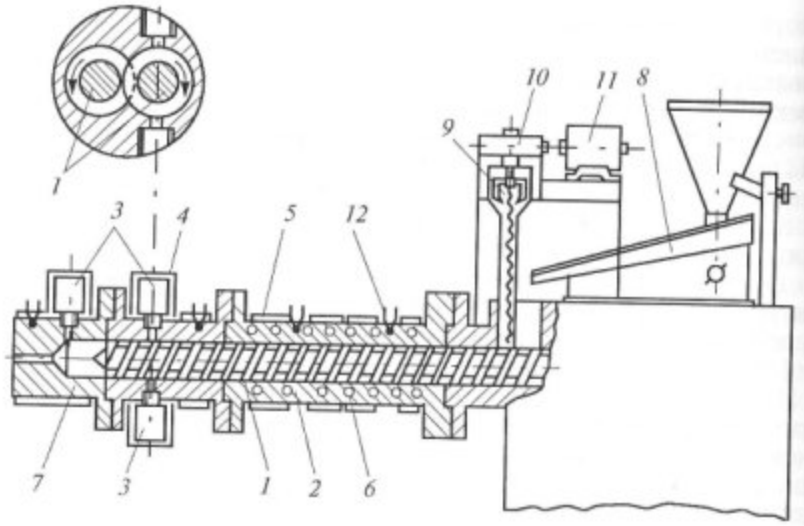


Рис. 3.71. Экспериментальный двухшнековый экструдер

Развиваемое в цилиндре *2* и головке *7* давление расплава замерялось тензометрическими датчиками *3* плунжерного типа [46]. Для измерения давления по длине С-образной секции использовались два датчика, размещенные в термостативных кожухах *4* и расположенные один под другим в осевой плоскости одного из шнеков (рис. 3.71). Температура экструзии контролировалась термопарами *12*.

В качестве объекта исследования был выбран пластифицированный поливинилхлорид, слепки которого легко снимались со шнеков.

В качестве ключевого (распределяемого) компонента использовалась мелкодисперсная алюминиевая пудра. Гранулят поливинилхлорида подавался в загрузочную воронку вибродозатора *8* (см. рис. 3.71), а алюминиевая пудра – специальным шнековым дозатором диаметром 10 мм и глубиной канала 2 мм. Путем установки в бункере двух лопастей *9*, закрепленных на валу шнека, достигалась постоянная степень заполнения винтового канала. Для обеспечения постоянства частоты вращения дозирующего шнека был применен двигатель *11* постоянного тока с тиристорным приводом, который совместно с червячным редуктором *10* был установлен на специальной раме.

Производительность вибродозатора изменялась в процессе эксперимента от 6,42 до 22,6 кг/ч, а производительность шнекового питателя — от 0,08 до 0,32 кг/ч. При этом для заданной частоты вращения шнеков производительность дозаторов подбиралась таким образом, чтобы в исходной смеси обеспечивалась концентрация ключевого компонента 0,562; 1,09; 1,63 и 2,29 %. Для каждой концентрации ключевого компонента производительность экструдера варьировалась путем изменения производительности вибродозатора *8*.

В каждом эксперименте экструдер выводился на установившийся (стационарный) режим работы, при этом шнековым дозатором подавалась в определенном соотношении непосредственно в экструдер алюминиевая пудра. Показания датчиков давления *3*, размещенных в термостатированных кожухах, фиксировались на осциллограмме. Затем экструдер останавливался и корпус цилиндра *2* быстро охлаждался водой, подаваемой в змеевики *6*. Извлекались шнеки, и из винтовых каналов отбирались пробы, представляющие собой отдельные С-образные секции [60].

На рис. 3.72, *а* показано приспособление для определения качества смеси [60], принцип работы которого основан на измерении диэлектрических свойств смеси поливинилхлорида с алюминиевой пудрой. Оно представляет собой емкостный датчик, основной особенностью которого является его малая начальная емкость, которая в зависимости от концентрации колеблется от десятых долей до нескольких тысяч пикофарад. Это обстоятельство ограничивает возможность питания емкостных датчиков напряжением промышленной частоты. Поэтому все разнообразие емкостных устройств основано на применении напряжения высокой частоты (от 10^3 до $2 \cdot 10^8$ Гц). В качестве вторичного прибора

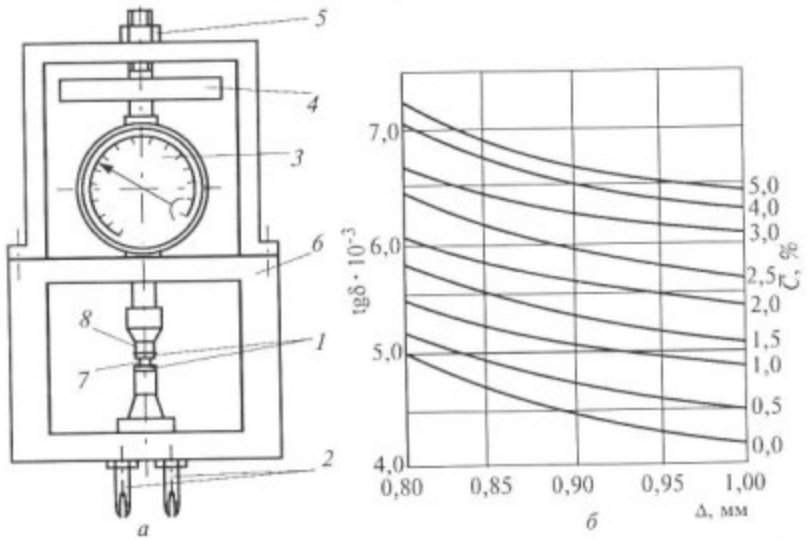


Рис. 3.72. Устройство для исследования диэлектрических свойств полимеров (*а*) и тарировочный график (*б*) для разных значений $\bar{C}$

использовался измеритель добротности, причем емкостный датчик непосредственно присоединялся при помощи штекеров *2* (см. рис. 3.72, *а*) к прибору по параллельной схеме.

Основным элементов емкостного датчика является измерительный конденсатор, вмонтированный во фторопластовые наконечники *8* электродов *1*. Индикатор часового типа *3* дает возможность непосредственного замера толщины образца. Груз *4* и гайка *5* обеспечивают плотный контакт исследуемого образца *7* с электродами *1*, а корпус *6*, выполненный из органического стекла, дает возможность свести к минимуму влияние окружающей среды. В работе использовались образцы диаметром 2 мм и толщиной 0,1—0,6 мм. Принцип работы прибора заключался в замере тангенса угла диэлектрических потерь с одновременным фиксированием толщины образца и с последующим определением по тарировочному графику «тангенс угла диэлектрических потерь — концентрация ключевого компонента» (рис. 3.72, *б*), полученному с помощью смеси с идеальным распределением алюминиевой пудры (ключевого компонента).

Известно [61], что емкость C_e любого плоского конденсатора равна:

$$C_e = \varepsilon\varepsilon_0 \frac{S}{\Delta}, \tag{3.154}$$

где ε, ε_0 — диэлектрическая проницаемость исследуемой среды и пустоты (воздуха); S — площадь торца исследуемого образца; Δ — расстояние между пластинами конденсатора.

В реальном диэлектрике, помещенном в электрическое поле конденсатора, имеют место активные потери, а угол сдвига фаз между током и напряжением оказывается меньше 90°. Конденсатор с потерями можно представить в виде параллельного соединения эквивалентных проводимости G_e и емкости C_e. Потери принято характеризовать тангенсом угла диэлектрических потерь tg δ, величина которого численно равна доле запасенной в диэлектрике энергии, необратимо рассеиваемой в виде потерь за один период колебаний электрического поля:

$$\operatorname{tg}\delta = \frac{\varepsilon''}{\varepsilon'} = \frac{G_e}{2\pi f C_e}, \tag{3.155}$$

где f — частота переменного тока; проводимость G_e равна

$$G_e = \frac{\chi C}{\Delta}; \tag{3.156}$$

здесь χ — электропроводность; C — концентрация ключевого компонента; ε'' — фактор диэлектрических потерь.

Величина ε' показывает, во сколько раз большее количество энергии накапливается в конденсаторе при замене вакуумом данного диэлектрика.

Если в дисперсной системе диспергируемые частицы распределены таким образом, что не образуют «сквозных перемычек», т. е. мостиков, а размеры их достаточно малы по сравнению с размерами образца, то диэлектрическая проницаемость, характеризующая микроскопические электрические свойства дисперсной системы, определяется следующей зависимостью:

$$\bar{\varepsilon} = \varepsilon_{df} \frac{2\varepsilon_{df} + \varepsilon_{ds} - 2q\left(\varepsilon_{df} - \varepsilon_{ds}\right)}{2\varepsilon_{df} - \varepsilon_{ds} + q\left(\varepsilon_{df} - \varepsilon_{ds}\right)}, \tag{3.157}$$

где $\bar{\varepsilon}, \varepsilon_{ds}, \varepsilon_{df}$ — диэлектрическая проницаемость дисперсной системы, дисперсной среды и дисперсной фазы;

$$q = \frac{4}{3} a_r^3 \bar{C}; \tag{3.158}$$

a_r — радиус частиц распределяемого компонента.

Из выражений (3.154)—(3.157) следует, что при неизменных геометрических размерах конденсатора величина tg δ определяется частотой f электрического поля, электропроводностью χ и диэлектрической проницаемостью ε (при определенной частоте f). С другой стороны, диэлектрическая проницаемость дисперсной системы (уравнения (3.157) и (3.158)) зависит от средней концентрации C дисперсной фазы. Следовательно, существует однозначная зависимость между тангенсом угла диэлектрических потерь и концентрацией ключевого компонента, которую можно определить, если известны значения tg δ.

Обычно большинство полимеров являются хорошими диэлектриками. Добавлением в полимер в качестве ключевого компонента алюминиевой пудры мы получим дисперсную систему, диэлектрическая проницаемость которой может быть определена формулой (3.157) и зависит от концентрации алюминиевой пудры. Концентрацию ключевого компонента выбирают такой, чтобы не образовывалась сквозная перемычка в образцах, и вместе с тем важно, чтобы она обеспечивала необходимую чувствительность измерения tg δ. Этим требованиям удовлетворяет концентрация ключевого компонента в пределах 0,5—2 % [60]. Рабочая частота электрического поля измерительного конденсатора равнялась 35 мГц. В работе [60] указанное устройство применялось для исследования качества смеси композиций поливинилхлорида при их переработке на двухшнековых экструдерах. С извлеченных из винтовых каналов шнеков образцов специальным режущим устройством делались поперечные срезы толщиной 0,8—1 мм, из которых затем калиброванным пуансоном вырубались цилиндрические образцы диаметром $2r = 2{,}5$ мм. Образцы помещались в емкостный датчик, измерялись значения емкости и добротности, по которым определялись величины tg δ.

Перед каждой серией измерений производилась тарировка датчика по образцам с известной концентрацией алюминиевой пудры и строилась тарированная номограмма $\mathrm{tg}\delta = f\left(C, \Delta\right)$ (см. рис. 3.72, *в*). Из каждого поперечного среза вырубались десять цилиндрических образцов, измерялся tg δ с одновременной регистрацией толщины образца при помощи индикатора *J* часового типа (см. рис. 3.72, *а*), а затем по номограмме находилась концентрация ключевого компонента, соответствующая полученному значению тангенса угла диэлектрических потерь.

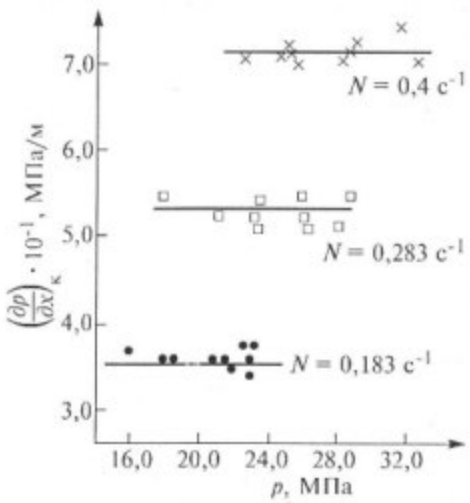


Рис. 3.73. Зависимость поперечного градиента давления $(\partial p/\partial x)_к$ от давления в головке p и частоты вращения шнеков N

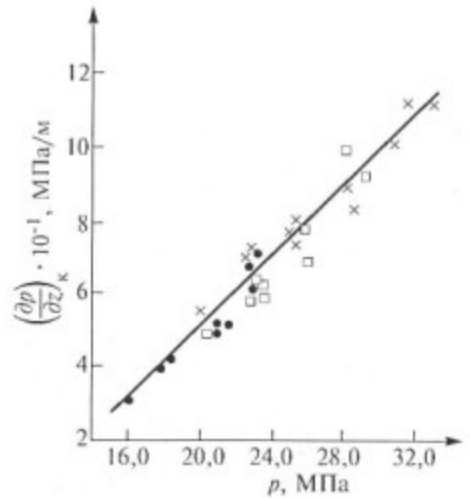


Рис. 3.74. Зависимость продольного градиента давления $(\partial p/\partial z)_к$ от давления в головке p и частоты вращения шнеков:

• — $N = 0{,}183$ с$^{-1}$; □ — $N = 0{,}283$ с$^{-1}$; × — $N = 0{,}4$ с$^{-1}$

Статистической обработкой величин локальных концентраций по уравнению (3.153) рассчитывались значения коэффициента неоднородности V_c, являющегося общепринятым критерием качества смеси.

Разработанные авторами работы [60] устройство и методика определения качества смеси могут быть использованы при исследовании кинетики смешения композиций полимерных материалов в рабочих органах перерабатывающих машин: экструдеров, роторных и валковых смесителей. В экспериментах, наряду с исследованием процесса смешения, изучалась закономерность изменения градиентов давления $(\partial p/\partial x)_к$ и $(\partial p/\partial z)_к$, а также длины зоны дозирования L_d.

На рис. 3.73 представлены зависимости градиента давления $(\partial p/\partial x)_к$ от давления в головке P и частоты вращения шнеков N. Видно, что

основным фактором, влияющим на изменение величины $(\partial p/\partial x)_к$, является частота вращения шнеков N. Давление в головке p не оказывает существенного влияния на значение поперечного градиента давления $(\partial p/\partial x)_к$. Из этого следует, что интенсивность циркуляции в направлении оси x для данной геометрии шнеков полностью определяется частотой вращения шнеков N. Это обстоятельство свидетельствует о правомочности исследования распределения скорости v_{xk} циркуляционного потока на модельной установке, имитирующей поперечное сечение винтового канала шнека (см. раздел 3.2). Величина продольного градиента давления $(\partial p/\partial z)_к$, напротив, прямо пропорциональна давлению в головке, а изменение частоты вращения шнеков не меняет характер этой зависимости (рис. 3.74). Следовательно, на градиент давления $(\partial p/\partial z)_к$ оказывают влияние степень замкнутости С-образных секций, характеризующаяся коэффициентом K, и давление в головке p, а величина $(\partial p/\partial z)_к$ должна определяться в основном выжимающим действием сопряженного витка шнека, и, наоборот, при менее плотном зацеплении возрастает влияние давления в головке p.

Было установлено [60], что длина зоны дозирования L_d определяется в основном частотой вращения шнеков и производительностью дозатора, подающего в экструдер исходный материал. Давление в головке в данном случае зависит от значений этих величин.

Специфика движения материала в винтовых каналах двухшнековых экструдеров предполагает наличие области наихудшего смешения, где расплав полимера подвергается в процессе переработки минимальной деформации сдвига, следовательно, будет иметь на выходе наихудшую степень смешения. Для более строгой проверки этого подхода была экспериментально определена [60] область наихудшего смешения в отдельной С-образной секции.

На рис. 3.75 представлены зависимости коэффициента неоднородности смеси V_c от длины С-образной секции для различных условий переработки. Наихудшее смешение, как следует из полученных кривых, имеет место в средней области длины С-образной секции винтового канала. Видно, что различные значения производительности экструдера Q, частоты вращения шнеков N, концентрации ключевого компонента $\bar{C}$, а следовательно, p, $(\partial p/\partial x)_к$, $(\partial p/\partial z)_к$ влияют на качество получаемой смеси, но не изменяют характер данной зависимости. Это хорошо согласуется с результатами экспериментов на модельном двухшнековом экструдере с модельной жидкостью (см. раздел 3.7.2).

Смешение в двухшнековых экструдерах осуществляется за счет поперечной и продольной циркуляции расплава, а также массообмена между смежными С-образными секциями, в результате которого полимер подвергается интенсивным сдвиговым деформациям в зазорах зацепления и на входе (и выходе) в валковый зазор (клинообразные участки С-образных секций). Очевидно, что более всего в процессе массообмена будет участвовать та часть мате-

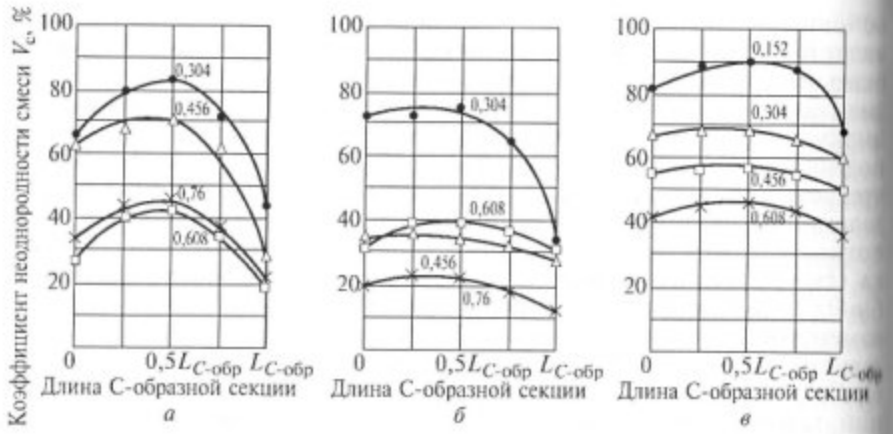


Рис. 3.75. Изменение коэффициента неоднородности смеси V_c по длине С-образной секции. Цифры на кривых — расстояние (м) по длине дозирующей зоны L_d, на котором находится среднее сечение С-образной секции:

а — $N = 0{,}183$ с$^{-1}$, $Q = 7{,}5$ кг/ч, $C = 2{,}19$ %; *б* — $N = 0{,}183$ с$^{-1}$, $Q = 12{,}1$ кг/ч, $C = 1{,}09$ %; *в* — $N = 0{,}283$ с$^{-1}$, $Q = 9{,}5$ кг/ч, $C = 1{,}54$ %

риала, которая находится вблизи зоны зацепления шнеков, т.е. начальные и конечные участки С-образных секций. Из рис. 3.76 видно, что влияние на процесс смешения начальных и конечных участков (клинообразных областей) С-образных секций, где имеет место интенсивная циркуляция расплава, весьма значительно.

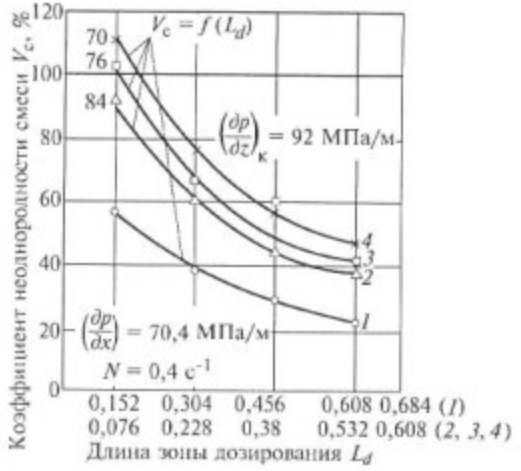


Рис. 3.76. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от длины дозирующей зоны L_d и от продольного градиента давления $(dp/dz)_к$

Материал, находящийся в середине С-образных секций, подвергается минимальному сдвигу, так как сдвиговые деформации обусловлены, в основном, поперечной и продольной циркуляцией потоков. Качество смеси в указанном сечении намного хуже, чем на концах С-образных секций (рис. 3.75, *а–в*). Поэтому дальнейшее исследование качества смеси, а также сравнение теоретических и экспериментальных результатов произведены

для данной области наихудшего смешения, имея в виду, что в остальных сечениях секций качество смеси заведомо выше [60].

На рис. 3.76 представлены зависимости коэффициента неоднородности смеси V_c от параметров $(dp/dz)_к$ и L_d. Видно, что с увеличением длины зоны дозирования L_d уменьшается величина V_c, следовательно, улучшается качество смеси, причем, эта закономерность характерна для любых условий процесса переработки. При уменьшении общей длины зоны дозирования значения V_c на выходе растут, что свидетельствует об ухудшении качества смеси. Такая закономерность изменения V_c от длины зоны смешения была установлена и в экспериментах с жидкостью на модельном двухшнековом экструдере, что является доказательством того, что общая закономерность процесса смешения сохраняется независимо от свойств перерабатываемого материала. Значения длины зоны дозирования L_d в рассматриваемом случае уменьшаются за счет увеличения частоты вращения шнеков N с 0,1833 до 0,4 с$^{-1}$. Из приведенных данных хорошо видно влияние продольного $(dp/dz)_к$ и поперечного $(dp/dx)_к$ градиентов давления на процесс смешения (см. цифры на кривых рис. 3.76). С увеличением градиентов давления увеличиваются интенсивность циркуляции и массообмен между смежными С-образными секциями, что приводит к улучшению качества смеси.

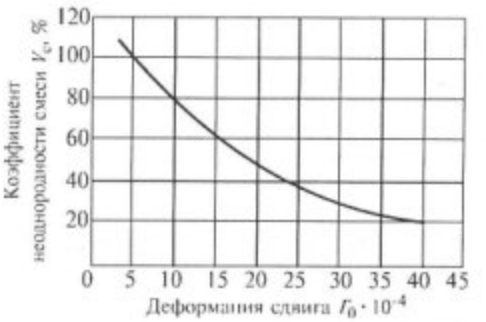


Рис. 3.77. Зависимость коэффициента неоднородности смеси V_c от обобщенной деформации сдвига Γ_0

Влияние величины L_d становится особенно заметным, если на один рисунок нанести кривые изменения V_c для различных условий при постоянной частоте вращения шнеков (см. рис. 3.76).

Например, на рис. 3.76 для $N = 0{,}4$ с$^{-1}$ длина зоны дозирования для кривой *1* больше, чем для кривой *2* на 0,076 м, а для кривой *4* — на 0,23 м. Соответственно увеличиваются значения коэффициента неоднородности: в первом случае — от 14 до 20 %, во втором — от 14 до 34 %. Аналогичную картину можно наблюдать и при других значениях частоты вращения шнеков N.

Таким образом, длина зоны дозирования зависит от целого ряда факторов: частоты вращения шнеков, давления в головке, теплового режима. Увеличение заходности шнека уменьшает длину зоны дозирования L_d, следовательно, ухудшает качество смеси, поэтому лучшее качество смеси будут обеспечивать однозаходные шнеки, имеющие максимальную длину канала на том же отрезке длины шнека.

Рост давления в головке увеличивает длину зоны дозирования, что обусловлено увеличением потоков утечек через зазоры зацепления. Увеличение длины зоны дозирования благоприятно сказывается на процессе смешения. Однако в любом случае увеличение давления в головке p необходимо согласовывать с возможностями упорных подшипников двухшнековых экструдеров воспринимать возросшие осевые усилия.

Влияние продольного градиента давления $(\partial p/\partial z)_к$ на качество смеси можно проанализировать на тех же графиках. На рис. 3.76 для $N = 0{,}4$ с$^{-1}$, где кривые *2* и *3* соответствуют одной и той же длине зоны дозирования, значения $(\partial p/\partial z)_к$ уменьшаются с 63 до 55 МПа/м, а $V_с$ увеличивается с 20 до 24 %. Это показывает, что продольный градиент давления, несомненно, оказывает влияние на процесс смешения в двухшнековых экструдерах, а именно: уменьшение $(\partial p/\partial z)_к$ приводит к ухудшению качества смеси. Это объясняется тем, что с уменьшением $(\partial p/\partial z)_к$ уменьшаются потоки утечек через зазоры зацепления шнеков.

Практически увеличения продольного градиента давления можно достичь либо повышением давления в головке, либо увеличением степени замкнутости С-образных секций винтовых каналов при одном и том же давлении в головке. Последний способ предполагает изготовление шнеков с более плотным зацеплением, что дает возможность, наряду с ростом $(\partial p/\partial z)_к$, увеличивать производительность двухшнековых экструдеров. Но уменьшение зазоров зацепления шнеков снижает массообмен между С-образными секциями, который, как указывалось выше, является одним из существенных факторов, влияющих на интенсивность процесса смешения. Поэтому более эффективным является повышение давления в головке, что позволяет не только увеличить $(\partial p/\partial z)_к$, но также и интенсифицировать массообмен между С-образными секциями.

На рис. 3.77 представлена зависимость коэффициента неоднородности смеси $V_с$ от величины обобщенной деформации сдвига $\Gamma_о$. При этом $\Gamma_о$ реализовалась произвольно — изменением сопротивления в головке, длины зоны дозирования шнеков, частоты вращения шнеков и т. д. Несмотря на это, определенному значению обобщенной деформации $\Gamma_о$ соответствует приблизительно одна и та же величина коэффициента неоднородности $V_с$. Это обстоятельство является доказательством того, что обобщенная деформация сдвига является критерием качества смешения.

Глава 4

ДИСКОВЫЕ И ДИСКОШНЕКОВЫЕ ЭКСТРУДЕРЫ

4.1. ПРИНЦИП РАБОТЫ И КОНСТРУКЦИИ ДИСКОВЫХ И ДИСКОШНЕКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

В последнее время (с 60-х годов XX столетия) в качестве смесителей-пластикаторов непрерывного действия стали применять дисковые экструдеры, впервые предложенные Максвеллом и Скейлором [1].

Принцип действия бесшнекового (дискового) экструдера Максвелла и Скейлора основан на использовании упругости расплавов полимеров — свойства, существенным образом отличающего расплавы и растворы полимеров от подавляющего большинства жидкостей. Это свойство, проявляющееся в упругом восстановлении формы, особенно наглядно продемонстрировано К. Вайссенбертом в его работе [2], вследствие чего возникновение нормальных напряжений при деформации растворов и расплавов полимеров получило название *эффекта Вайссенберга*. Сущность эффекта Вайссенберга заключается в том, что при течении вязкоупругих жидкостей (растворов и расплавов полимеров) в условиях простого сдвига возникают не только касательные, но и нормальные напряжения, перпендикулярные плоскости сдвига.

На рис. 4.1 показаны формы поверхностей ньютоновской и вязкоупругой (неньютоновской) жидкостей в ротационном приборе. Ротором прибора служит внешний цилиндр. Из рис. 4.1, *а* видно, что при отсутствии статора поверхность ньютоновских и неньютоновских жидкостей во вращающемся цилиндре приобретает форму параболоида вращения в соответствии с законами классической гидродинамики. Ту же форму стремится принять поверхность ньютоновских жидкостей и при наличии статора.

Иначе обстоит дело в случае неньютоновской жидкости. Вопреки законам классической гидродинамики эти аномальные жидкости поднимаются по стенкам внутреннего цилиндра, преодолевая силы тяжести и центробежные силы (рис. 4.1, *б*, *в*). Если во внутреннем цилиндре имеется полость, аномальные жидкости заполняют ее частично или полностью, в зависимости от скорости вращения. При работе прибора с аномальной жидкостью (рис. 4.1, *е*) пьезометры показывают нарастание давления по мере приближения к оси вращения. Если дисковый статор может пере-

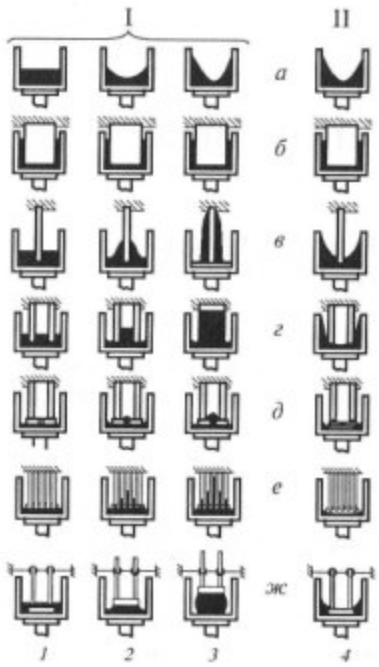


Рис. 4.1. Формы поверхности жидкости в ротационных приборах при различных конструкциях и скоростях статора:

I — жидкость Вайссенберга с конечной обратимой деформацией; *II* — жидкость Ньютона с очень малой обратимой деформацией. Скорость сдвига:

1 — нулевая; *2* — средняя; *3* — большая; *4* — любая. Статор:

а — отсутствует; *б* — цилиндр; *в* — стержень; *г* — открытая труба; *д* — закрытая снизу труба с отверстием; *е* — диск с пьезометрическими трубками (пьезометрами); *жс* — диск

мещаться в вертикальной плоскости, то при вращении внешнего цилиндра аномальная жидкость способна поднять диск на некоторую высоту вместе с наложенным на нее грузом. Б. Максвелл и А. Скейлор иллюстрируют эффект К. Вайссенберга несколько отличной схемой (рис. 4.2). В неподвижно закрепленную чашу *4* введен вращающийся диск *5*, укрепленный на валу *2*. Вал *2* может вращаться и перемещаться вертикально в подшипниках *3*. Если соответствующую жидкость поместить в чашу и вращать диск, то жидкость втягивается в пространство между диском и дном неподвижной чаши, заставляя диск подниматься (рис. 4.2, *б*). Силы, поднимающие диск, перпендикулярны плоскости сдвига и поэтому называются нормальными силами. Подъему ротора препятствуют заплечики на валу *6*, которые благодаря эффекту нормальных сил поднимаются к подшипнику *3* (рис. 4.2, *в*). Если в дне чаши просверлено отверстие, нормальные силы выдавливают материал по мере вращения диска.

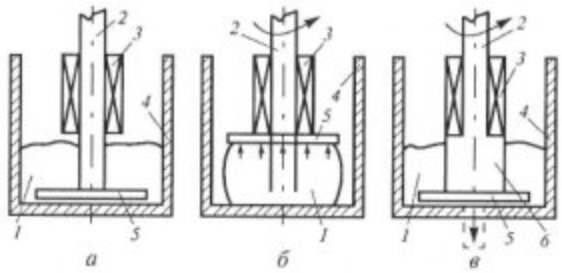


Рис. 4.2. Иллюстрация эффекта Вайссенберга по Максвеллу и Скейлору [1]:

а — диск не вращается; *б* — диск вращается и перемещается вверх; *в* — диск вращается, но зафиксирован в вертикальном положении

Для успешного применения эффекта Вайссенберга для экструзии расплавов полимеров необходимо разрешить следующие вопросы:

1) изучить, проявляют ли расплавы полимеров при сдвиговых деформациях эффект нормальных сил (эффект Вайссенберга);

2) обеспечить непрерывный подвод перерабатываемого материала в зону сдвига.

На рис. 4.3 иллюстрируются различные конструктивные схемы дисковых и шнекодисковых экструдеров. При этом рис. 4.3, *а* иллюстрирует предложенную Б. Максвеллом и А. Скейлором [1] простейшую схему дискового экструдера, состоящего из вращающегося диска *2* и неподвижного диска *1*, размещенных в корпусе *3*. Необходимая температура переработки обеспечивается электронагревателями *4*. Перерабатываемый материал подается из бункера (на рисунке не показан) в загрузочную воронку *А*, откуда под действием сил трения и спиральной траектории движения

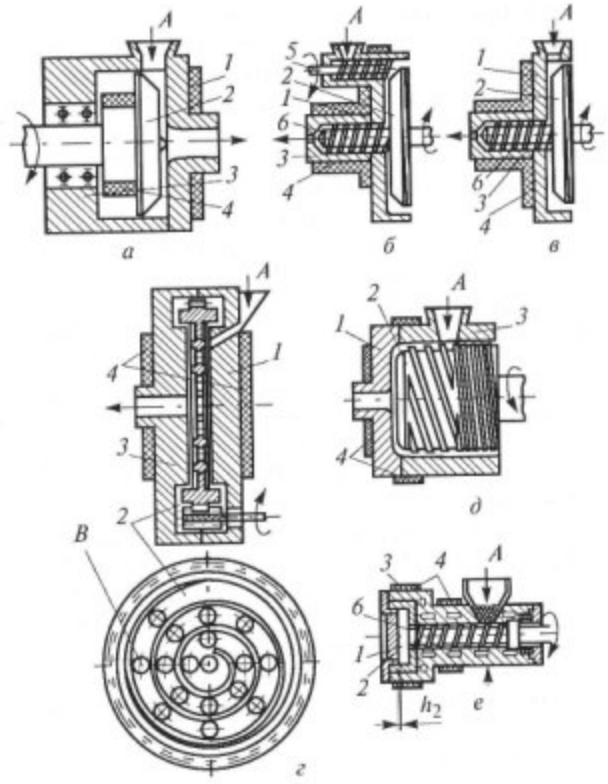


Рис. 4.3. Схемы дискового (*а*), дискошнековых (*б*, *в*), с дисковым шнеком (*г*) и шнекодисковых (*д*, *е*) экструдеров

(под действием центробежных сил) втягивается в зону между подвижным и неподвижным дисками, где нагревается и пластицируется, и выдавливается через формующий инструмент в виде готового изделия заданного профиля.

Однако недостатками данной конструкции дискового экструдера являются пульсация производительности и небольшое давление, развиваемое на входе в формующий инструмент (до 1 МПа). Для ликвидации указанных недостатков стали применять шнековый дозатор *5* (рис. 4.3, *б*), который подает перерабатываемый материал из воронки *А* в зазор между вращающимся *2* и неподвижным *1* дисками, откуда пластицированный материал шнеком *6* выдавливается через формующий инструмент. В этом варианте дискошнекового экструдера шнек *6* выполняет роль винтового насоса, обеспечивающего необходимое давление экструзии полимеров. При этом применяется шнек дозирующего типа длиной не более $(5\div7)D$, где D — диаметр шнека [3,4].

На рис. 4.3, *в* представлена конструкция дискошнекового экструдера, где применен только шнек *6* дозирующего типа, который выравнивает пульсацию производительности заборной дисковой части и обеспечивает высокое давление экструзии на входе в формующий инструмент.

Оригинальная конструкция дискового экструдера со спиральными канавками на поверхностях вращающегося диска *2* представлена на рис. 4.3, *г*. При этом правый и левый зазоры между неподвижным *3* и вращающимся *2* дисками сообщаются с помощью цилиндрических отверстий *В*, через которые осуществляется массообмен между указанными полостями.

На рис. 4.3, *д* представлен вариант конструктивного исполнения с дисковым шнеком, когда на самом корпусе диска *2* выполнена винтовая нагрузка, обеспечивающая при этом равномерную загрузку экструдера и необходимое давление экструзии. При этом длина нарезанной части диска не должна превышать $(4\div5)D$, где D — диаметр шнека. Рекомендуется применять многоходовые винтовые нарезки.

Оптимальным считается вариант шнекодискового экструдера, представленный на рис. 4.3, *е*. Этот экструдер состоит из короткого шнека *6*, выполняющего функцию транспортера гранул полимера и генератора расплава, т. е. в отличие от традиционного шнека дозирующего типа в этом шнеке *6* можно обойтись без зоны дозирования. Гомогенизация расплава полимера осуществляется в правом и левом зазорах, образованных вращающимся вместе со шнеком *6* диском и неподвижным диском *1*.

В случае применения дисковых (рис. 4.3, *а*) или дискошнековых (рис. 4.3, *б, в*) экструдеров, когда перерабатываемый материал подается непосредственно в зазор между вращающимся *2* и неподвижным *1* дисками, необходимо предусмотреть в конструкции

тангенциальный ввод полимера в экструдер (рис. 4.4). В этом случае сама конструкция заборной части экструдера будет способствовать захвату перерабатываемого материала вращающимся диском и его втягиванию в рабочий зазор дисковой части экструдера.

Дисковые экструдеры и комбинированные (дискошнековые и шнекодисковые экструдеры) зарекомендовали себя как очень эффективные смесители-пластикаторы и смесители-диспергаторы непрерывного действия [5–7].

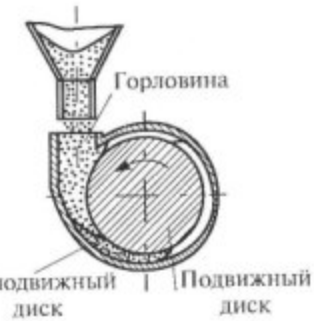


Рис. 4.4. Заборная часть дискового экструдера (стрелка показывает направление вращения диска)

4.2. РАСЧЕТ ДИСКОВЫХ ЭКСТРУДЕРОВ

При расчете дисковых экструдеров предполагают, что расплав полимера подвергается в рабочем зазоре деформации простого сдвига. Наиболее общий случай напряженного состояния при простом сдвиге представлен в декартовых координатах следующими компонентами тензора напряжений:

$$\sigma_{ij} = \begin{pmatrix} \sigma_{11} & \sigma_{12} & 0 \\ \sigma_{21} & \sigma_{22} & 0 \\ 0 & 0 & \sigma_{33} \end{pmatrix}.$$

В несжимаемом материале напряженное состояние определяется деформацией только через гидростатическое давление. Поэтому абсолютная величина какой-либо нормальной компоненты не имеет значения. Разности нормальных компонент напряжения не изменяются при наложении гидростатического давления и зависят лишь от реологических свойств материала. Следовательно, при простом сдвиге зависимость от реологических свойств имеет место лишь для трех независимых характеристик напряженного состояния, а именно — для двух разностей нормальных компонент и одной касательной составляющей:

$$\sigma_{11} - \sigma_{22};\ \sigma_{22} - \sigma_{33};\ \sigma_{12} = \sigma_{21}. \qquad (4.1)$$

Вайссенбергом установлено [2], что при простом сдвиге

$$\frac{\sigma_{11} - \sigma_{22}}{\varepsilon_1^2 - \varepsilon_2^2} = \frac{\sigma_{22} - \sigma_{33}}{\varepsilon_2^2 - \varepsilon_3^2} = \frac{\sigma_{11} - \sigma_{33}}{\varepsilon_3^2 - \varepsilon_1^2} = G_W, \qquad (4.2)$$

где σ_i — главные напряжения; ε_i — главные обратимые удлинения; G_W — модуль высокоэластичности.

В условиях простого сдвига из соотношения (4.2) Вайссенберга можно получить:

$$\sigma_{11}-\sigma_{22}=\sigma_{11}-\sigma_{33}-G_W\varepsilon_e^2;$$
$$\sigma_{22}-\sigma_{33}=0, \tag{4.3}$$

где ε_e — разность главных деформаций.

С учетом того, что

$$\sigma_{ij}=\delta_{ij}p+\bar{\sigma}_{ij}, \tag{4.4}$$

где $\delta_{ij}=\begin{cases}=1(i=j);\\=0(i\neq j),\end{cases}$

а p — гидростатическое давление, из выражения (4.2) получим:

$$\bar{\sigma}_{22}-\bar{\sigma}_{33}=-\frac{1}{3}\frac{G_W}{\varepsilon_i^2};\ \bar{\sigma}_{11}=\frac{2}{3}G_W\varepsilon_i^2. \tag{4.5}$$

Модуль высокоэластичности G_W является функцией температуры, времени и реологических свойств перерабатываемого материала. Следовательно, нормальное напряжение является функцией квадрата деформации.

С тех пор как Максвелл и Скейлор разработали и описали дисковый экструдер [1], многие авторы предприняли попытку теоретического обоснования процессов течения, происходящих в междисковом рабочем зазоре. Первыми среди них следует отметить Томито и Като [8], которые, использовав модель Ривлина [9], получили (в предположении о линейности по зазору тангенциальной составляющей скорости) выражение для радиальной составляющей в виде:

$$V_r=\frac{3Q}{\pi rH^3}\left(z^2-Hz\right), \tag{4.6}$$

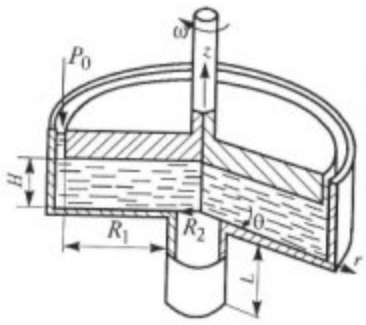


Рис. 4.5. Расчетная схема дискового экструдера

где H — высота междискового зазора (рис. 4.5); r, z — оси координат; Q — объемная производительность.

Уравнение (4.6) не отражает влияния вязкоупругих свойств жидкости. Кроме того, как показано многими авторами, например авторами работ [4—12], распределение V_r по высоте зазора во многом зависит от скорости вращения шнека.

В работе [13] для описания полей скоростей была использована модель Уайта—Метцнера [14] в различных ее модификациях. При этом если в работе [21] рассматривалось распределение V_r по уравнению (4.6), но уже с соответствующей нелинейностью в выражении для тангенциальной составляющей, то в работе [13] представлена следующая зависимость:

$$V_r=\frac{(2n+1)Q}{4(n+1)\pi rH}\left(1-\left|\frac{z}{H}\right|^{\frac{n+1}{n}}\right), \tag{4.7}$$

где n — индекс текучести.

Эта зависимость имеет те же недостатки, что и выражение (4.6), хотя и учитывает уже аномалию вязкости. В работе [22] с учетом линейности окружной скорости V_Φ, как и в работе [8], было получено следующее выражение:

$$V_r=\frac{3Q(z^2-Hz)[3-2C_bf(\Phi)z]}{\pi R_2H^3[C_bf(\Phi)-3]}. \tag{4.8}$$

Из уравнения (4.8) следует зависимость V_r от функции упругости C_b материала. Показав возможность изменения знака для V_r в уравнении (4.8), авторы, однако, не провели анализ комплекса $2C_bf(\Phi)$, который во многом зависит от свойств материала, конструктивных особенностей машины и режимов работы и в реальных условиях может и не приближаться к необходимой величине. Кроме того, в уравнение для расчета радиальной составляющей скорости V_r потока в междисковом пространстве входит в неявном виде производительность дискового экструдера Q, т. е. для расчета профиля радиальной составляющей скорости потока необходимо в ее выражение подставлять экспериментальные значения Q.

Бо́льшая часть известных публикаций [1—25] посвящена анализу поведения вязкоупругих жидкостей в узкощелевом зазоре (между дисками) дискового экструдера. Однако трудности загрузки перерабатываемого материала в дисковый экструдер и низкое давление, развиваемое таким экструдером на входе в формующий инструмент (до 1 МПа), привели к созданию роторов (вращающиеся диски) с винтовыми нарезками (см. рис. 4.3, *д*).

Кроме того, в реальных машинах узкощелевому зазору предшествует зона плавления полимера, которая вносит существенный вклад в процесс смешения полимерных материалов в дисковом экструдере. Однако в указанных выше работах не учитывалось влияние указанных зон на процесс течения полимера в узкощелевом зазоре, хотя вклад зон загрузки и пластикации в общую производительность дискового экструдера может оказаться более существенным, чем вклад эффекта Вайссенберга.

Анализ работ, посвященных дисковому экструдеру, показывает:

1) предложены многочисленные реологические модели вязкоупругих жидкостей, с использованием которых предприняты попытки описания поведения перерабатываемого материала в узкощелевом зазоре дискового экструдера;

2) полученные уравнения для расчета профиля скоростей и производительности дискового экструдера весьма громоздки, отсутствуют сведения по вязкоупругим константам, а в выражение для радиальной составляющей скорости V_r в неявном виде входит производительность дискового экструдера.

Для получения расчетной формулы для производительности в работах [5, 6] авторы рассматривают течение расплава в изотермическом, безынерционном приближении. При этом жидкость считается вязкоупругой, движение сдвиговое, асимметрическое. Используются цилиндрические координаты (см. рис. 4.5). Радиус выходного отверстия в центре неподвижного диска равен R_2, радиус подвижного (вращающегося) диска — R_1. Жидкость вытекает через центральный цилиндрический канал длиной L. Зазор между дисками — H. Поверхности обоих дисков плоские. На периферии подвижного диска по всей высоте зазора H поддерживается начальное давление P_0. Подвижный диск вращается с угловой скоростью ω.

Вследствие малости расхода через выходное отверстие считаем, что для всего междискового пространства имеет место соотношение

$$V_\theta > V_r >> V_z,$$

за исключением областей, близких к центру. В силу вышесказанного скоростью в направлении оси z можно пренебречь ($V_z = 0$).

Считается, что для жидкости справедлива теория больших деформаций Ривлина [26], и для простого сдвига зависимость между напряжениями и деформацией имеет вид:

$$\begin{aligned} \tau_{11} - \tau_{22} &= c_1\gamma^2; \\ \tau_{22} - \tau_{33} &= -c_2\gamma^2; \\ \tau_{21} = \tau_{12} &= (c_1 + c_2)\gamma^2, \end{aligned} \tag{4.9}$$

где τ_{ij} — компоненты тензора напряжений сдвига; γ — деформация сдвига; c_1, c_2 — виды модулей сдвига.

При простом сдвиговом течении компоненты тензора напряжений можно определить посредством восстановления сдвиговой деформации по Вайссенбергу [5, 6]:

$$\begin{aligned} \tau_{11} - \tau_{22} &= c_1\lambda^2\dot{\gamma}^2; \\ \tau_{22} - \tau_{33} &= -c_2\lambda^2\dot{\gamma}^2; \\ \tau_{21} = \tau_{12} &= (c_1 + c_2)\lambda\dot{\gamma}^2, \end{aligned} \tag{4.10}$$

где $\dot{\gamma}$ — скорость сдвига; λ — время релаксации, c_1 и c_2 — константы материала, зависящие от реологических свойств материала и от величины деформации, причем в широких пределах скоростей сдвига $\dot{\gamma}$ можно принять, что

$$c_1 = c_1^0\gamma^{m1}; \; c_2 = c_2^0\gamma^{m2}, \tag{4.11}$$

где m_1, m_2, c_1^0 и c_2^0 — реологические константы материала.

Согласно гипотезе Вайссенберга,

$$\tau_{22} = \tau_{33} = 0,$$

и учитывая, что касательные напряжения для простого сдвигового течения неньютоновской жидкости определяются как

$$\tau_{21} = \tau_{12} = \mu_{эфф}\dot{\gamma}, \tag{4.12}$$

(где $\mu_{эфф}$ — коэффициент вязкости),

вязкоупругие свойства рассматриваемого материала можно выразить в цилиндрических координатах:

$$\tau_{\theta\theta} - \tau_{rr} = G\left(\frac{\partial V_\theta}{\partial z}\right)^m; \; \tau_{\theta z} = \mu_{эфф}\frac{\partial V_\theta}{\partial z}, \tag{4.13}$$

где $G = c_1^0\lambda^2$; $m = m_1 + 2$.

В силу осевой симметрии движения все величины, входящие в уравнение движения, не зависят от координаты θ, т. е.

$$\frac{\partial}{\partial\theta} = 0.$$

Для всей области между дисками, за исключением центральной области, можно принять, что

$$\left(\frac{\partial V_\theta}{\partial z}\right)^2 >> \left(\frac{\partial V_r}{\partial z}\right)^2 > \left(\frac{\partial V_r}{\partial r}\right)^2. \tag{4.14}$$

Тогда уравнения движения в компонентах напряжения принимают вид:

$$\frac{\partial P}{\partial r} = \frac{\partial\tau_{rr}}{\partial r} + \frac{\partial\tau_{rz}}{\partial z} + \frac{\tau_{rr} - \tau_{\theta\theta}}{r}; \tag{4.15}$$

$$\frac{\partial P}{\partial z} = \frac{\partial\tau_{zz}}{\partial z} + \frac{\partial\tau_{zr}}{\partial r} + \frac{\tau_{rz}}{r}; \tag{4.16}$$

$$0 = \frac{\partial\tau_{\theta z}}{\partial z} + \frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2\tau_{r\theta}\right), \tag{4.17}$$

а уравнение неразрывности —

$$\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(\rho r V_r) = 0. \tag{4.18}$$

С учетом несжимаемости (ρ = const) из уравнения (4.18) получим:

$$V_r = f(z)/r. \tag{4.19}$$

Поскольку зазор между дисками $H<<R_1$, можно считать, что движение жидкости осуществляется в виде квазитвердых слоев так, что окружная скорость

$$V_\theta = \omega(z)r, \tag{4.20}$$

где $\omega(z)$ — неизвестная функция, зависящая только от координаты z.

Тогда из уравнения (4.17) с использованием выражения (4.20) получим, что окружная скорость жидкости имеет линейную зависимость по высоте:

$$V_\theta = \frac{\omega r z}{H}, \tag{4.21}$$

где ω — угловая скорость вращения ротора.

Введем новую переменную:

$$P = p - \tau_{rr} = p - \tau_{zz}.$$

Полагая (в силу малости зазора между дисками), что P не зависит от z, уравнение (4.15) с учетом соотношений (4.13) принимает вид:

$$\frac{dP}{dr} = \mu_{эфф}\frac{1}{r}\frac{d^2 f(z)}{dz^2} - G\frac{\omega^m}{H^m}r^{m-1};$$

$$\left(\frac{dP}{dr} + G\frac{\omega^m}{H^m}r^{m-1}\right)r = \mu_{эфф}\frac{1}{r}\frac{d^2 f(z)}{dz^2}, \tag{4.22}$$

где $\mu_{эфф}$ — эффективная вязкость расплава полимера в междисковом зазоре.

Левая часть уравнения (4.22) зависит только от координаты r, в то время как правая зависит только от координаты z. Следовательно, правую и левую части уравнения (4.22) можно приравнять к неизвестной постоянной α_k и интегрировать раздельно.

Для левой части

$$\frac{dP}{dr} + G\frac{\omega^m}{H^m}r^{m-1} = \frac{\alpha_k}{r};$$

$$P = -G\frac{\omega^m}{mH^m}r^m + \alpha_k \ln r + c. \tag{4.23}$$

Граничные условия для определения α_k формируются следующим образом: на периферии дисков давление равно исходному

давлению P_0, в то время как в центральной области выдавливание происходит под неизвестным давлением P^*:

$$P|_{R_2} = P^*; \quad P|_{R_1} = P_0.$$

Тогда из уравнения (4.23) получим:

$$P_0 = -BR_1^m + \alpha_k \ln R_1 + C;$$
$$P^* = -BR_2^m + \alpha_k \ln R_2 + C, \tag{4.24}$$

где $B = G\frac{\omega^m}{mH^m}$.

Следовательно, из уравнения (4.24) имеем:

$$\alpha_k = \frac{P^* - P_0 - B\left(R_1^m - R_2^m\right)}{\ln\left(R_2/R_1\right)}. \tag{4.25}$$

Для правой части уравнения (4.22)

$$\mu_{эфф}\frac{d^2 f(z)}{dz^2} = \alpha_k,$$

тогда

$$f(z) = \frac{\alpha_k}{2\mu_{эфф}}z^2 + c_1 z + c_2. \tag{4.26}$$

Постоянные интегрирования c_1 и c_2 находятся из следующих граничных условий:

$$f(z)|_{z=0} = 0; \quad f(z)|_{H=0} = 0,$$

откуда:

$$c_1 = -\frac{\alpha_k}{2\mu_{эфф}}H; \quad c_2 = 0.$$

Решение уравнения (4.26) имеет вид:

$$f(z) = \frac{\alpha_k}{2\mu_{эфф}}\left(z^2 - H_z\right). \tag{4.27}$$

С учетом уравнений (4.19) и (4.25) получим:

$$V_r = \frac{\alpha_k}{2\mu_{эфф}r}\left(z^2 - Hz\right) = \frac{P^* - P_0 - B\left(R_1^m - R_2^m\right)}{2\mu_{эфф}r\ln\left(R_2/R_1\right)}\left(z - Hz\right). \tag{4.28}$$

Расход через кольцевой слой толщиной dz в радиальном направлении равен:

$$dQ = 2\pi r dz V_r,$$

откуда после интегрирования по всему зазору между дисками получим:

$$Q=-\int_0^H 2\pi r\frac{\left[P^*-P_0-B\left(R_1^m-R_2^m\right)\right]}{2\mu_{эфф}r\ln\left(R_2/R_1\right)}\left(z^2-Hz\right)\mathrm{d}z;$$

$$Q=\pi\frac{\left[P^*-P_0-B\left(R_1^m-R_2^m\right)\right]}{6\mu_{эфф}\ln\left(R_2/R_1\right)}H^3. \qquad (4.29)$$

Давление P^* находится из равенства производительности дискового экструдера Q и расхода через круглый выходной цилиндрический канал (см. рис. 4.5):

$$Q=\frac{\pi R_2^4P^*}{8\mu'_{эфф}L},$$

где $\mu'_{эфф}$ — эффективная вязкость расплава полимера в цилиндрическом канале;

$$Q=\frac{\frac{8\mu'_{эфф}L}{R_2^4}H^3\left[P_0+B\left(R_1^m-R_2^m\right)\right]}{\frac{8\mu_{эфф}L}{R_2^4}H^3+6\mu_{эфф}\ln\left(R_2/R_1\right)}. \qquad (4.30)$$

Подставляя последнее выражение в уравнения (4.28) и (4.29), получим:

$$V_r=\frac{3\left(z^2-Hz\right)\left[P_0+G\frac{\omega^m}{mH^m}\left(R_1^m-R_2^m\right)\right]}{r\left[\frac{8\mu_{эфф}L}{R_2^4}H^3+6\mu_{эфф}\ln\frac{R_2}{R_1}\right]}; \qquad (4.31)$$

$$Q=\frac{\pi H^3}{\frac{8\mu_{эфф}L}{R_2^4}H^3+6\mu_{эфф}\ln\frac{R_2}{R_1}}\left[P_0+G\frac{\omega^m}{mH^m}\left(R_1^m-R_2^m\right)\right]. \qquad (4.32)$$

На рис. 4.6 представлены графики зависимости производительности (теоретической — сплошные линии и экспериментальной) от режимов переработки для полиэтилена высокого давления и пластифицированного поливинилхлорида, полученные авторами работ [5, 6]. Расчет производительности дискового экструдера производился по формуле (4.32), а упругие характеристики — показатель степени m зависимости первой разности нормальных напряжений от скорости сдвига и упругая константа материала G — были определены в экспериментах на ротационном вискозиметре [5]. Значения эффективной вязкости в дисковом узкощелевом зазоре и в цилиндрическом канале определялись по кривым течения соответствующих типов перерабатываемого материала. Из приведенных графиков видна хорошая корреляция расчетных и экспериментальных данных производительности дисковых экструдеров, что доказывает правомочность выбранной авторами работ [5, 6] модели вязкоупругой жидкости.

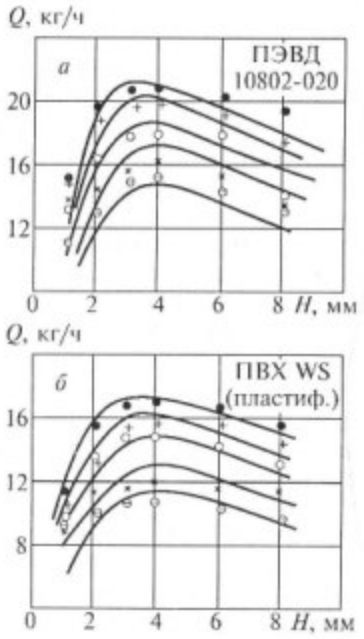


Рис. 4.6. Производительность дискового экструдера при различных параметрах переработки:

N, мин$^{-1}$: • — 150; + — 125; x — 75; o — 100; ⊖ — 50.

Материал: *а* — полиэтилен высокого давления (ПЭВД); *б* — пластифицированный поливинилхлорид (ПВХ)

Как видно из приведенных графиков, производительность дискового экструдера существенно зависит от величины зазора между вращающимся диском (ротором) и неподвижным диском для обоих типов материала и всех исследованных диапазонов частот вращения ротора. При этом для всех исследованных диапазонов частот вращения ротора производительность дискового экструдера достигает наибольшей величины при зазорах в 3–4 мм. С уменьшением зазора ниже этого значения производительность дискового экструдера резко падает. Увеличение зазора выше 4 мм (вплоть до 8–10 мм) также приводит к снижению производительности, однако не столь ярко выраженному, как при очень малых зазорах. Такая зависимость производительности от величины зазора объясняется тем, что с уменьшением его величины резко возрастает сопротивление узкощелевой зоны течения расплава полимера. Уменьшение зазора приводит также к увеличению скорости сдвига в узкощелевом зазоре, что должно было бы способствовать, с одной стороны, снижению эффективной вязкости, а с другой, – увеличению действующих нормальных напряжений. Это должно было бы приводить к большей производительности, однако видно, что увеличение действующих нормальных напряжений материала пропорционально степени m, которая для данных скоростей сдвига весьма мала, а снижение эффективной вязкости пропорционально n (где $n < 1$ — показатель степени для степенного закона Оствальда, эта величина также невелика). В то же время, как видно из формулы (4.32), величина за-

зора весьма существенно влияет на производительность (почти кубическая зависимость). Все это приводит к резкому снижению производительности при уменьшении зазора ниже оптимальных 3-4 мм. Увеличение зазора приводит к тому, что, как указывалось выше, уменьшается скорость сдвига, что ведет к увеличению эффективной вязкости и снижению нормальных напряжений. В данном случае наблюдается некоторое снижение производительности, однако далеко не столь резкое, как в случае уменьшения зазора. Таким образом, процесс переработки при весьма больших зазорах можно вести без существенного снижения производительности.

Производительность дискового экструдера возрастает с увеличением частоты вращения ротора. Это объясняется некоторым повышением нормальных напряжений и снижением эффективной вязкости в связи с возрастанием скорости сдвига. Однако повышение производительности в зависимости от увеличения частоты вращения ротора хотя и носит характер монотонной функции, тем не менее происходит очень плавно и медленно. Приращение производительности становится все меньшим и меньшим при увеличении частоты вращения ротора и, по-видимому, имеет какой-то предел при определенной частоте вращения, т. е. дальнейшее увеличение частоты вращения не дает практически никакого приращения производительности. Это объясняется тем, что увеличение скорости сдвига, определяемое частотой вращения, вызывает повышение нормальных напряжений и снижение эффективной вязкости расплава. Однако при очень больших скоростях сдвига уменьшение эффективной вязкости становится незначительным, как и увеличение нормальных напряжений, и прирост производительности делается почти не ощутим.

4.3. ДИСКОШНЕКОВЫЕ (КОМБИНИРОВАННЫЕ) ЭКСТРУДЕРЫ

4.3.1. РАСПРЕДЕЛЕНИЕ СКОРОСТЕЙ ПОТОКА В МЕЖДИСКОВЫХ ЗАЗОРАХ

Можно выделить два основных типа дискошнековых экструдеров. Первый тип (рис. 4.3, *д*) — с одинаковыми диаметрами шнековой части и диска, у второго (рис. 4.3, *е*) – диаметр шнековой части меньше диаметра диска. Для обеих конструкций характерны в той или иной степени все достоинства дискошнековых экструдеров. Однако возможности первой схемы более ограниченны, что вызвано наличием нестабильности процесса экструзии ввиду малой длины шнека и значительными энергозатратами. В связи с этим дискошнековые экструдеры первого типа нашли применение только в гранулирующих линиях.

Конструктивная схема дискошнекового экструдера представлена на рис. 4.7. Экструдер состоит из корпуса *2*, к которому присоединен стакан *5*. Внутри корпуса размещен шнек *3*, в конце которого смонтирован вращающийся диск *6*. Привод шнека с подвижным диском осуществляется электродвигателем постоянного тока *11* через клиноременную передачу *12*. Необходимая температура переработки обеспечивается электрическими нагревателями сопротивления *4*, а для отвода диссипативного тепла (регулирования температурного режима) в каналы *10* подается охлаждающая вода. Отличием дискошнековых экструдеров от дисковых является наличие шнека *3*, длина которого может достигать величин, равных пяти-семи его диаметрам. Перерабатываемый материал подается в воронку *1*. Шнек *3* предназначен для транспортировки, плавления, предварительной пластикации и обеспечения необходимой производительности и давления. Первый зазор *9* предназначен в основном для окончательной пластикации материала, а второй зазор *8* между подвижным *6* и неподвижным *7* дисками — для создания необходимого качества смешения. Расчетная схема для описания процессов в дисковой зоне представлена на рис. 4.8. Процессы, протекающие в выходной зоне, зависят от ее геометрической формы и условий на выходе. В данном случае выходная зона будет рассматриваться как сопротивление, которое, суммируясь с сопротивлением дисковых зон, влияет на создание перепада давления вдоль всего пути движения перерабатываемого материала и тем самым формирует рабочую характеристику дискошнекового экструдера.

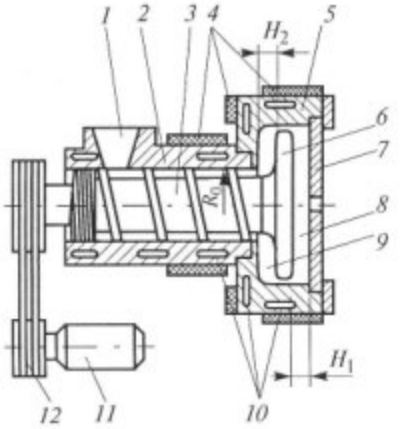


Рис. 4.7. Конструктивная схема дискошнекового экструдера

Так как расплавы полимеров в большинстве своем представляют вязкоупругие жидкости, то для описания процессов их течения необходимо использовать реологические уравнения состояния, включающие как вязкостные, так и упругие компоненты. В дальнейшем для описания процессов тече-

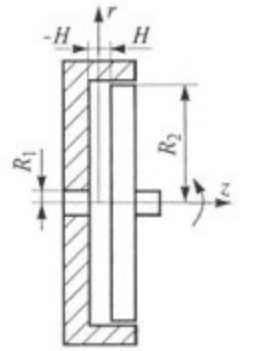


Рис. 4.8. Расчетная схема дисковой части экструдера

ния между дисками будет использовано модифицированное уравнение жидкости второго порядка, которое в компонентах тензоров будет иметь следующий вид:

$$\tau_{ij}=\eta_1(I_2)A_{ij}^{(1)}+\eta_2(I_2)\left(A_{ij}^{(1)}\right)^2+\eta_3(I_2)A_{ij}^{(2)}. \tag{4.33}$$

Материальные функции [27]:

$$\begin{aligned}\eta_1(I_2)&=k_1\left(\frac{1}{2}I_2\right)^{\frac{m_1}{2}};\\ \eta_2(I_2)&=k_2\left(\frac{1}{2}I_2\right)^{\frac{m_2}{2}};\\ -\eta_3(I_2)&=k_3\left(\frac{1}{2}I_2\right)^{\frac{m_3}{2}}.\end{aligned} \tag{4.34}$$

где I_2 — второй инвариант тензора скоростей деформации.

Первое из уравнений (4.34) характеризует вязкостные свойства материала, а два последних — упругие.

При этом материальные константы k, k_2, k_3, m_1, m_2, m_3 определены по методике, изложенной в разделе 4.4.

Компоненты тензоров $A_{ij}^{(1)}$ Ривлина–Эриксена в компонентах скоростей деформаций могут быть записаны в следующем виде:

$$\begin{aligned}A_{ij}^{(1)}&=\frac{\partial V_i}{\partial x_j}+\frac{\partial V_j}{\partial x_i};\\ A_{ij}^{(2)}&=\frac{A_{ij}^{(1)}}{\partial t}+V_m\frac{\partial A_{ij}}{\partial x_m}+A_{im}^{(1)}\frac{\partial V_m}{\partial x_j}+A_{mj}^{(1)}\frac{\partial V_m}{\partial x_i}.\end{aligned} \tag{4.35}$$

Для решения задачи используется цилиндрическая система координат (r, φ, z) (рис. 4.8). При решении приняты следующие допущения: процесс изотермический, среда несжимаемая, поток стационарный и осесимметричный, массовые силы пренебрежимо малы по сравнению с вязкими. Также полагается, что осевая составляющая V_z по объему междискового пространства, за исключением области входного отверстия и периферийной области, равна нулю.

Знание распределения скоростей при течении расплавов полимеров в рабочих органах перерабатывающего оборудования позволяет выбрать необходимые режимы переработки и рассчитать основные параметры агрегата, к которым прежде всего следует отнести мощность, крутящий момент и распорное осевое усилие.

Исходными уравнениями для определения поля скоростей являются уравнения движения и неразрывности.

Уравнения движения с учетом выбранной расчетной схемы и принятых допущений можно записать как

$$\frac{\partial\tau_{rr}}{\partial r}+\frac{\partial\tau_{rz}}{\partial z}+\frac{\tau_{rr}-\tau_{\varphi\varphi}}{r}-\frac{\partial P}{\partial r}=\rho\left(V_r\frac{\partial V_r}{\partial r}-\frac{V_\varphi^2}{r}\right); \tag{4.36}$$

$$\frac{\partial\tau_{r\varphi}}{\partial r}+\frac{\partial\tau_{\varphi z}}{\partial z}+2\frac{\tau_{r\varphi}}{r}-\frac{\partial P}{\partial r}=\rho\left(V_r\frac{\partial V_\varphi}{\partial r}+\frac{V_rV_\varphi^2}{r}\right); \tag{4.37}$$

$$\frac{\partial\tau_{rz}}{\partial r}+\frac{\tau_{rz}}{r}+\frac{\partial\tau_{zz}}{\partial z}-\frac{\partial P}{\partial z}=0, \tag{4.38}$$

а уравнение неразрывности представить следующим образом:

$$\frac{\partial V_r}{\partial r}+\frac{V_r}{r}=0. \tag{4.39}$$

В этих условиях: τ_{ij} — девиаторные составляющие тензора напряжений; V_i — составляющие компоненты скоростей; ρ — плотность расплава; P — гидростатическое давление.

С учетом уравнения (4.39) радиальную составляющую представляем в виде:

$$V_r(r,z)=\frac{F(z)}{r}. \tag{4.40}$$

Кроме того, выражение для тангенциальной составляющей скорости можно представить в виде:

$$V_\varphi(r,z)=G(z)r. \tag{4.41}$$

Функции неопределенности $F(z)$ и $G(z)$ зависят только от координаты z. В дальнейшем эти функции будем писать упрощенно, как F и G.

Как видно из выражений (4.40) и (4.41), функции F и G совпадают с соответствующей формой для V_r и V_φ. Следовательно, функции F и G можно использовать для получения расчетных формул.

Запишем выражения для компонент тензоров Ривлина–Эриксена с учетом выражений (4.40) и (4.41):

$$A_{ij}^{(1)}=\begin{vmatrix}-\frac{2F}{r^4} & 0 & \frac{F'}{r}\\ 0 & \frac{2F}{r^2} & G'r\\ \frac{F'}{r} & G'r & 0\end{vmatrix}; \tag{4.42}$$

$$\left(A_{ij}^{(1)}\right)^2 = \begin{vmatrix} -\dfrac{4F^2}{r^4}+\dfrac{(F')^2}{r^2} & F'G' & -\dfrac{2FF'}{r^3} \\ F'G' & \dfrac{4F^2}{r^4}+(G')^2 r^2 & \dfrac{2FG'}{r} \\ -\dfrac{2FF'}{r^3} & -\dfrac{2FG'}{r} & \dfrac{(F')^2}{r^2}+(G')^2 r^2 \end{vmatrix}; \quad (4.43)$$

$$A_{ij}^{(2)} = \begin{vmatrix} \dfrac{8F^2}{r^4} & 0 & -\dfrac{4FF'}{r^3} \\ 0 & 0 & -\dfrac{4FG'}{r} \\ -\dfrac{4FF'}{r^3} & \dfrac{4FG'}{r} & \dfrac{2(F')^2}{r^2}+2(G')^2 r^2 \end{vmatrix}. \quad (4.44)$$

Подставляя в уравнение (4.33) соответствующие значения тензоров Ривлина–Эриксена из формул (4.42) и (4.44) и материальных функций из (4.34), получим выражения для компонент тензора напряжений:

$$\tau_{rr} = -K_1(\Phi_i)^{\frac{m}{2}}\frac{2F}{r^2}+(K_2-2K_3)(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}\frac{4F^2}{r^4}+K_2(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}\frac{(F')^2}{r^2}; \quad (4.45)$$

$$\tau_{r\varphi} = K_2(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}F'G'; \quad (4.46)$$

$$\tau_{rz} = K_1(\Phi_i)^{\frac{m}{2}}\frac{F'}{r}-(K_2-2K_3)(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}\frac{2FF'}{r^4}; \quad (4.47)$$

$$\tau_{\varphi\varphi} = K_1(\Phi_i)^{\frac{m}{2}}\frac{2F}{r^2}+K_2(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}\left[\frac{4F^2}{r^4}+(G')^2 r^2\right]; \quad (4.48)$$

$$\tau_{\varphi z} = K_1(\Phi_i)^{\frac{m}{2}}G'r+(K_2-2K_3)(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}\frac{2FG'}{r}; \quad (4.49)$$

$$\tau_{zz} = (K_2-2K_3)(\Phi_i)^{\frac{m-1}{2}}\left[\frac{(F')^2}{r^2}+(G')^2 r^2\right]. \quad (4.50)$$

Здесь

$$\Phi_i = \frac{I_2}{2} = \frac{4F^2}{r^4}+\frac{(F')^2}{r^2}+(G')^2 r^2; \quad (4.51)$$
$$F' = F_z; G' = G_z.$$

Из соотношений (4.45)—(4.51) следует, что компоненты тензора напряжений не имеют функциональной зависимости от величины G, а включают только ее производную, что указывает на нелинейность распределения тангенциальной составляющей скорости по высоте междискового зазора.

Подставим выражения (4.45)—(4.51) в уравнения движения (4.36)—(4.38) с учетом уравнений (4.40) и (4.41) и получим следующую систему дифференциальных уравнений:

$$F''c_{11}+F'c_{12}+(F')^2 c_{13}+(F')^4 c_{14}+Fc_{15}+F^2 c_{16}+F^3 c_{17}+$$
$$+F^4 c_{18}+(G')^2 c_{19} = -\rho\left(\frac{F^2}{r^3}+G^2 r\right)+\frac{\partial P}{\partial r}; \quad (4.52)$$

$$F''c_{21}+F'c_{22}+(F')^3 c_{23}+Fc_{24}+G''c_{25} = \rho\frac{2FG}{r}; \quad (4.53)$$

$$F''c_{31}+F'c_{32}+(F')^2 c_{33}+(F')^3 c_{34}+G''c_{35} = \frac{\partial P}{\partial z}. \quad (4.54)$$

Величины c_{ij}, входящие в уравнения (4.52)—(4.54), представляют собой сложные нелинейные зависимости от функций скоростей F и G, а также от геометрических размеров рабочей зоны и свойств материала.

Выражения для c_{ij} приведены в работе [28]. Для того чтобы привести уравнения (4.52)–(4.54) к системе дифференциальных уравнений в обычных производных и при этом избавиться от давления, продифференцируем уравнение (4.52) по γ с последующим вычитанием из первого второго. В результате получим:

$$F''D_{11}+(F'')^2 D_{12}+F''D_{13}+F'D_{14}+(F')^2 D_{15}+(F')^3 D_{16}+(F')^4 D_{17}+$$
$$+FD_{18}+F^2 D_{19}+F^3 D_{110}+F^4 D_{111}G''D_{112}+D_{113} = 0; \quad (4.55)$$

$$G''D_{21}+G'D_{22}+(G')^3 D_{23}+D_{24} = 0. \quad (4.56)$$

Величины D_{ij}, входящие в уравнения (4.55) и (4.56), зависят от тех же величин, что и c_{ij}. Выражения D_{ij} приведены в работе [28].

Для решения системы дифференциальных уравнений (4.55)—(4.46) используются следующие граничные условия (см. рис. 4.8):

$$F = 0,\ G = 0 \ \text{при}\ z = -H;$$
$$F = 0,\ G = \omega \ \text{при}\ z = H. \quad (4.57)$$

Производительность дискового экструдера равна:

$$Q = 2\pi\int_{-H}^{H} F dz. \quad (4.58)$$

Принимая во внимание создаваемый шнеком объемный расход Q_o, который в основном определяется скоростью вращения и конструктивными особенностями шнека, используем для приведения величин, входящих в уравнения (4.55)—(4.58), к безразмерному виду следующие подстановки:

$$z=\bar{z}H; \qquad r=\bar{r}R_2;$$

$$F=\frac{\bar{F}QN}{4\pi H}; \qquad G=\bar{G}\omega;$$

$$F'=\frac{\bar{F}'QN}{8\pi H^2}; \qquad G'=\frac{\bar{G}'\omega}{2H};$$

$$F''=\frac{\bar{F}''QN}{16\pi H^3}; \qquad G''=\frac{\bar{G}''\omega}{4H^2}; \qquad (4.59)$$

$$F'''=\frac{\bar{F}'''QN}{32\pi H^4}; \qquad G'''=\frac{\bar{G}'''\omega}{4H^3}.$$

При $N = 1$ создаваемый шнеком поток движется от центра к периферии диска, а при $N = -1$ — наоборот, т. е. в первом случае рассматривается зазор *9*, а во втором — зазор *8* (см. рис. 4.7).

Система уравнений (4.55) и (4.56) была приведена к машинному виду и решена на ЭВМ. Следует отметить, что вначале была предпринята попытка использовать для решения метод конечных разностей. Однако для достижения сходимости приходилось брать очень мелкую сетку, что приводило к значительному увеличению машинного времени. В некоторых же случаях и уменьшение сетки не приводило к желаемому результату, особенно при больших угловых скоростях. Тогда была использована процедура, основанная на методе Рунге — Кутта — Фельберга, являющемся методом пятого порядка и предполагающем не четыре, а шесть вычислений функций за шаг [28].

С целью получения характера движения в дисковых зазорах было проведено большое количество вычислений с различными сочетаниями конструктивных и технологических параметров экструдера:

$$Q=8\cdot10^{-7}\div2{,}5\cdot10^{-5}\ \text{м}^3/\text{с};\quad \omega=0\div25\ \text{с}^{-1};\quad R_2=0{,}04\div0{,}1\ \text{м};$$

$$2H=0{,}002\div0{,}015\ \text{м};\quad R_1=0{,}003\div0{,}02\ \text{м}.$$

Константы материалов m_1, m_2, m_3, K_1, K_2, K_3 для полистирола при температуре $T = 493K$ составляют:

$$m_1=-0{,}73;\quad m_2=-1{,}75;\quad m_3=-2{,}2;$$

$$K_1=2{,}97\cdot10^4\frac{\text{Н}\cdot\text{с}^{m_1+1}}{\text{м}^2};\quad K_2=4{,}88\cdot10^4\frac{\text{Н}\cdot\text{с}^{m_2+1}}{\text{м}^2};\quad K_3=3{,}06\cdot10^4\frac{\text{Н}\cdot\text{с}^{m_3+1}}{\text{м}^2}$$

Для оценки полученных результатов введены следующие безразмерные величины:

$$R_{eQ}=\frac{\rho Q^{1-m_1}(2H)^{3m_1-1}}{K_1}; \quad (4.60) \qquad R_{e_\omega}=\frac{\rho\omega^{1-m_1}R_2^2}{k_1}; \quad (4.61)$$

$$w_1=\frac{K_2\omega^{m_2}}{\rho R_2^2}; \quad (4.62) \qquad w_2=\frac{k_3\omega^{m_3}}{\rho R_2^2}; \quad (4.63)$$

$$S_R=\frac{R_2}{R_1}; \quad (4.64) \qquad S_H=\frac{R_2}{2H}. \quad (4.65)$$

Выражения (4.60) и (4.61) представляют собой обобщенные критерии Рейнольдса соответственно для напорного и вращательного потоков. Уравнения (4.62) и (4.63) характеризуют воздействие упругих свойств жидкости на характер течения, а влияние геометрических размеров рабочей зоны описывается соотношениями (4.64) и (4.65).

Как показали расчеты, распределение потоков по объему рабочей зоны во многом зависит от продолжительности напорного потока и угловой скорости вращающегося диска, направленности потока и степени упругости расплавов полимеров.

В случае напорного течения от центра к периферии при $R_{e_\omega}/R_{eQ}>150$ проявляются вторичные потоки. Что же касается напорного течения в обратном направлении, то вплоть до значения $R_{e_\omega}/R_{eQ}<500$ вторичные потоки не возникают. Последнему значению отношения критериев Рейнольдса удовлетворяют практически все режимы работы дискошнекового экструдера при условии соблюдения следующих соотношений: $S_R = 8\div15$; $S_H = 5\div15$. При этом критерии упругости для исследуемых расплавов потоков находились в пределах [28, 29] $w_1 \approx w_2 = 2\div20$.

Возрастание величины m_1 приводит к снижению граничного значения R_{e_ω}/R_{eQ}, характеризующего появление вторичных потоков. Уменьшение граничного значения R_{e_ω}/R_{eQ} также происходит и при снижении w_1 и w_2. Кроме того, следует заметить, что при данных соотношениях анализируемых параметров упругие силы превышают центробежные. Уменьшение же величин w_1 и w_2 приводит к перераспределению этих сил и тем самым к изменению вида эпюр, что особенно сказывается на радиальной составляющей.

При напорном течении от периферии к центру диска, т. е. во втором зазоре, радиальная составляющая имеет только отрицательные значения. При напорном течении в обратном направлении, т. е. в первом зазоре, при тех же соотношениях, что и для второго зазора, возникают обратные потоки, оказывающие влияние как на общую производительность экструдера, так и на каче-

ство перерабатываемого материала. Для тангенциальной составляющей скорости характерно нелинейное распределение по высоте зазора. При этом также наблюдается зависимость от направления потока.

Найдя значения $\bar{F}$ и $\bar{G}$ из формул (4.45)—(4.51), с учетом уравнения (4.59) можно получить компоненты напряжений. Однако для дальнейших расчетов важны не только величины самих напряжений. Из выражений (4.45), (4.48) и (4.50) получаем:

$$\tau_{rr}-\tau_{\varphi\varphi}=-K_1\Phi_i^{\frac{m_1}{2}}\frac{4F}{r^2}-\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}K_2(G')^2r^2+$$
$$+\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}K_2\frac{(F')^2}{r^2}-\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}2K_3\frac{4F^2}{r^4}; \quad (4.66)$$

$$\tau_{\varphi\varphi}-\tau_{zz}=K_1\Phi_i^{\frac{m_1}{2}}\frac{2F}{r^2}-(K_2-2K_3)\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}\frac{(F')^2}{r^2}+$$
$$+K_2\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}\frac{4F^2}{r^4}+2K_3\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}(G')^2r^2; \quad (4.67)$$

$$\tau_{rr}-\tau_{zz}=K_1\Phi_i^{\frac{m_1}{2}}\frac{2F}{r^2}+(K_2-2K_3)\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}\frac{4F^2}{r^4}-$$
$$-(K_2-2K_3)\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}\left[\frac{(F')^2}{r^2}+\frac{(G')^2}{r^2}\right]+K_2\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}\frac{(F')^2}{r^2}. \quad (4.68)$$

Уравнения (4.45)—(4.51) и (4.66)—(4.68) решаются численным методом на ЭВМ; результаты расчета приведены в работе [28].

4.3.2. РАСЧЕТЫ ОСНОВНЫХ СИЛОВЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ДИСКОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

Распределение давления по радиусу диска можно получить, воспользовавшись формулой (4.52) и зная при этом значения величин F и G, а также их производные. В общем случае давление на любом радиусе при соответствующей величине зазора может быть выражено следующими зависимостями:

для второй дисковой зоны

$$P_{r2}=P_0+\int_0^r M_{P_2}\,dr; \quad (4.69)$$

для первой дисковой зоны

$$P_{r1}=P_1+\int_{R_2}^r M_{P_1}\,dr. \quad (4.70)$$

Выражения для M_{P1} и M_{P2} имеют одну и ту же функциональную зависимость:

$$M_P=F'c_{11}+Fc_{12}+(F')^2c_{13}+(F')^4c_{14}+Fc_{15}+F^2c_{16}+$$
$$+F^3c_{17}+F^4c_{18}+(G')^2c_{19}+\rho\left(\frac{F^2}{r^2}+G^2r\right), \quad (4.71)$$

но различные входящие в них значения величин, зависящих от параметров рабочей зоны.

Расчет давления необходимо начинать со второй зоны, причем P_0 рассматривается как давление на входе выходной зоны и зависит от геометрии этой зоны. В случае отсутствия выходного патрубка, т. е. когда выходная зона ограничивается объемом, заполненным между двумя дисками в пределах радиуса выходного отверстия, можно предположить равенство давления P_0 атмосферному.

Начальное значение P_1 для расчета первой дисковой зоны равно конечному давлению на радиусе R_2 для второй дисковой зоны. При расчетах по уравнению (4.69) идет нарастание радиуса от R_1 до R_2, а по уравнению (4.70) идет убыль радиуса от R_2 до R_1, причем значения R_1 для второй и первой зон могут не совпадать. Конечное давление в первой зоне, т. е. при $r=R_1$, определяет давление на выходе из зоны пластикации и характеризует рабочую точку шнекодискового экструдера.

Для расчета распорного усилия между дисками знание давления у стенок диска недостаточно. Необходимо вычисление суммарного нормального напряжения у стенки в перпендикулярном ей направлении:

$$S_{zz}(r-H)=-P_r(-H)+\tau_{zz}(r_0-H). \quad (4.72)$$

Тогда осевое распорное усилие, действующее на неподвижный диск (для определенности возьмем вторую дисковую зону), может быть записано следующим образом:

$$T_0=2\pi\int_{R_1}^{R_2}r\left[-\left(P_0+\int_{R_1}^{r}M_P\,dr\right)+\tau_{zz}\right]_{z=-H}dr. \quad (4.73)$$

С учетом уравнений (4.50) и (4.71), а также граничных условий (4.57) уравнение (4.73) принимает вид:

$$T_0=2\pi\int_{R_1}^{R_2}r\left[-\left(P_0-\int_{R_1}^{r}L\right)\right]dr;\quad L=F'c_{11}+Fc_{12}+(F')^2c_{13}+(F')^4c_{14}+$$
$$+(G')^2c_{19}+(K_2-2K_3)\Phi_i^{\frac{m_2}{2}}\left[\frac{(F')^2}{r^2}+\frac{(G')^2}{r^2}\right]. \quad (4.74)$$

Входящие в уравнение (4.74) величины c_{ij} имеют следующие значения:

$$\bar{c}_{11} = \frac{F^2 K_1 \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_1-2}{2}}}{r^3} + \frac{K_1 \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_1}{2}}}{r};$$

$$\bar{c}_{12} = rG'G''K_1 m_1 \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_1-2}{2}};$$

$$\bar{c}_{13} = -\left(3K_2 - 4K_3\right)\left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_2}{2}} + \frac{\left(G'\right)^2 K_2 m_2 \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_2-2}{2}}}{r};$$

$$\bar{c}_{14} = -K_2 m_2 \frac{\left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_2-2}{2}}}{r}; \qquad (4.75)$$

$$\bar{c}_{19} = -rK_2 \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_2}{2}}.$$

При этом выражение для $\bar{\Phi}_i$ принимает вид:

$$\bar{\Phi}_i = \frac{\left(F'\right)^2}{r^2} + \frac{\left(G'\right)^2}{r^2}. \qquad (4.76)$$

Уравнение (4.74) решается численным методом на ЭВМ [28]. Крутящий момент, воспринимаемый диском, может быть получен из следующей формулы:

$$M_k = 2\pi \int_{R_0}^{R_2} r^2 \left(\tau_{\varphi z} - \tau_{r\varphi}\right)_{z=H_2} \mathrm{d}r + 2\pi \int_{R_1}^{R_2} r^2 \left(\tau_{\varphi z} - \tau_{r\varphi}\right)_{z=H_1} \mathrm{d}r. \qquad (4.77)$$

Первое слагаемое в уравнении (4.77) характеризует первую дисковую зону с полузазором H_2 и начальным диаметром $2R_0$ (диаметр шнека), а второе — вторую дисковую зону с соответствующими значениями H_1 и $2R_1$ (рис. 4.7 и 4.8). Подынтегральная функция в последнем уравнении, с учетом выражений (4.46) и (4.49), имеет следующий вид:

$$r^2 \left(\tau_{\varphi z} + \tau_{r\varphi}\right) = \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_2}{2}} G'r^2 K_2 F' + \left(\bar{\Phi}_i\right)^{\frac{m_1}{2}} G'r^3. \qquad (4.78)$$

Уравнение (4.77) решается численным методом на ЭВМ [28].

Для любого элемента потока жидкой среды справедлив закон сохранения внутренней энергии:

$$\rho \frac{\mathrm{D}W}{\mathrm{D}t} = -P\mathrm{div}\vec{V} + \Phi_d - \mathrm{div}\vec{q}. \qquad (4.79)$$

Левая часть уравнения (4.79) выражает произведение плотности на субстанциональную производную от внутренней энергии в единице выделенного элемента потока. Правая часть содержит: первый член — скорость обратимого увеличения внутренней энергии единицы выделенного элемента за счет гидростатического давления; второй член — скорость необратимого увеличения внутренней энергии единицы выделенного элемента потока за счет вязкой диссипации; третий член — скорость подвода внутренней энергии к единице выделенного элемента посредством механизма теплопроводности.

В случае несжимаемой жидкости уравнение (4.79) принимает вид:

$$\rho \frac{\mathrm{D}W}{\mathrm{D}t} = \Phi_d - \mathrm{div}\vec{q}. \qquad (4.80)$$

Если процесс изотермический, то скорость накопления внутренней энергии в единице элемента потока зависит только от функции диссипации, которая может быть записана в следующей форме:

$$\Phi_d = \tau_{rr}\dot{\gamma}_{rr} + \tau_{\varphi\varphi}\dot{\gamma}_{\varphi\varphi} + \tau_{zz}\dot{\gamma}_{zz} + \tau_{r\varphi}\dot{\gamma}_{r\varphi} + \tau_{rz}\dot{\gamma}_{rz} + \tau_{\varphi z}\dot{\gamma}_{\varphi z}. \qquad (4.81)$$

Компоненты тензоров напряжения τ_{ij} определяются из уравнений (4.45)—(4.51). Компоненты тензора скоростей деформации в цилиндрической системе координат, с учетом сделанных допущений, будут иметь следующий вид:

$$\dot{\gamma}_{rr} = \frac{\partial V_r}{\partial r} = -\frac{F}{r^2}; \qquad (4.82)$$

$$\dot{\gamma}_{\varphi\varphi} = \frac{1}{r}\frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{1}{r}V_r = \frac{F}{r^2}; \qquad (4.83)$$

$$\dot{\gamma}_{zz} = \frac{\partial V_z}{\partial z} = 0; \qquad (4.84)$$

$$\dot{\gamma}_{r\varphi} = \frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{1}{r}\frac{\partial V_r}{\partial \varphi} - \frac{1}{r}V_\varphi\right) = 0; \qquad (4.85)$$

$$\dot{\gamma}_{rz} = \frac{1}{2}\left(\frac{\partial V_z}{\partial r} + \frac{\partial V_r}{\partial z}\right) = \frac{1}{2}\frac{F'}{r}; \qquad (4.86)$$

$$\dot{\gamma}_{\varphi z} = \frac{1}{2}\left(\frac{1}{r}\frac{\partial V_z}{\partial \varphi} + \frac{\partial V_\varphi}{\partial z}\right) = \frac{1}{2}G'r. \qquad (4.87)$$

Величина потребляемой мощности может быть получена интегрированием равенства (4.81) в пространстве дисковых зон:

$$N_d = 2\pi \int_{-H_1}^{H_1} \int_{R_1}^{R_2} r\Phi_d \mathrm{d}r\mathrm{d}z + 2\pi \int_{-H_2}^{H_2} \int_{r_0}^{R_2} r\Phi_d \mathrm{d}r\mathrm{d}z. \qquad (4.88)$$

Функция диссипации Φ_d с учетом уравнений (4.45)–(4.51) имеет вид:

$$\Phi_d = K_i(\Phi_i)^{\frac{m_1}{2}}\left[\frac{4F^2}{r^4}+\frac{(F')^2}{r^2}+(G')^2r^2\right]+(3K_2-4K_3)\times$$

$$\times(\Phi_i)^{\frac{m_2}{2}}\left[F(G')^2-\frac{F(F')^2}{r^4}\right]+4K_3(\Phi_i)^{\frac{m_2}{2}}\frac{2F^3}{r^6}; \qquad (4.89)$$

Уравнение (4.89) рассчитывается численным методом на ЭВМ [28].

4.3.3. РАСЧЕТ ШНЕКОВОЙ ЧАСТИ ДИСКОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА

В предыдущем разделе данной главы был представлен расчет дисковой зоны. Однако шнекодисковый экструдер кроме дисковой части включает и шнековую. И для того, чтобы замкнуть расчет данного экструдера, необходимо выполнить расчет шнековой части с учетом параметров, полученных при расчете дисковой зоны. Шнековая часть комбинированного экструдера состоит из двух основных зон: зоны питания и зоны плавления.

Движение материала в зоне питания осуществляется за счет сил трения (см. главу 2). Первыми, кто разработал методы описания процесса транспортировки твердого материала в каналах шнека, были Дарнелл и Моя [31]. Идеи этих авторов были использованы многими другими исследователями, о чем более подробно изложено во второй главе данной книги. Для иллюстрации методики расчета шнековой части обратимся к работе [32], автор которой из рассмотрения баланса сил, действующих на твердую пробку полимеров, получил следующее уравнение для расчета массовой производительности зоны питания:

$$Q_m = \frac{\pi\left(D^2-d^2\right)(t-e)60N\psi\rho}{8\cdot10^3}\times$$

$$\times\left[\frac{\cos\alpha_1\cos(\alpha_1+\theta)}{\cos\theta+\sin\alpha_1\cdot\sin(\alpha_1+\theta)}+\frac{\cos\alpha_2\cdot\cos(\alpha_2+\theta)}{\left(1+\frac{f_s}{f_b}\right)\cos\theta}\right], \qquad (4.90)$$

где D и d — наружный диаметр и диаметр сердечника шнека; t и e — шаг и ширина гребня винтовой нарезки шнека; N — частота вращения шнека; ψ — коэффициент

уменения винтового канала; ρ — плотность полимера; θ — угол, определяемый отношением коэффициента трения материала о шнек (f_s) и о цилиндр (f_b);

$$\alpha_1 = \operatorname{arctg}\frac{t}{\pi D},\ \alpha_2 = \operatorname{arctg}\frac{t}{\pi d}.$$

Мощность, затрачиваемая в зоне питания, для шнеков с постоянной глубиной винтовой нарезки и постоянным шагом, согласно [33], может быть рассчитана по следующей формуле:

$$P_t = \frac{\pi DN}{a_2\sin\theta}\left(e^{a_2 l_f}-1\right), \qquad (4.91)$$

где l_f — длина зоны питания по оси шнека; a_2 — коэффициент, характеризующий потери трения в зоне питания;

$$a_2 = \frac{f_b w\cos(\theta+d)\left[w+2h+wf_bf_s\sin(\theta+\alpha)\right]}{wh\sin\alpha}, \qquad (4.92)$$

где w и h — ширина и глубина винтового канала в зоне питания; α — угол наклона винтового канала.

Для конического шнека необходимо исходить из мощности, потребляемой на элементарном участке зоны питания [33]:

$$dN_{sd} = f_d P_n w\pi DN dz, \qquad (4.93)$$

где z — координатная ось, направленная вдоль винтового канала; P_n — давление, развиваемое в зоне питания; f_d — коэффициент трения на поверхности сердечника шнека;

$$P_n = P_0\exp\frac{\left[f_b\cos(\theta+d)-\left(1+\frac{2h}{w}+f_bf_s\sin(\theta+\alpha)\right)\right]l_f}{h\sin\alpha}, \qquad (4.94)$$

где P_0 – давление в начале зоны питания.

Для расчета зоны плавления шнекодискового экструдера можно воспользоваться пленочным механизмом плавления полимера, рассмотренным в главе 2.

Тадмором [35] получены следующие выражения для длины зоны плавления (подробный анализ дан в главе 2), соответственно, для шнека с постоянной геометрией и коническим сердечником с конусностью A_s:

$$z_s = \frac{2h}{\psi(x)}, \qquad (4.95)$$

где

$$z_s = \frac{h}{\psi(x)}\left(2-\frac{A_S}{\psi(x)}\right),$$

$$\psi(x)=\frac{\Phi_s}{V_{sz}\rho_s\sqrt{x}}. \tag{4.96}$$

Для степенной жидкости, характеризующейся изменением вязкости от температуры, уравнения (4.94) и (4.95) с учетом (4.96) дополняются следующими определяющими выражениями:

$$\Phi_s=\left\{\frac{V_{bx}\rho_m u_2\left[\left(T_b-T_m\right)\lambda_m+\dfrac{u_1}{2}\right]}{2\left[c_s\left(T_m-T_{s0}\right)+c_m\bar{\theta}\left(T_b-T_m\right)+\lambda_u\right]}\right\}^{\frac{1}{2}}; \tag{4.97}$$

$$u_1=2m_0V_j^{n+1}\delta_1^{1-n}\frac{\left(e^{-\xi}+\xi-1\right)}{\xi^2}\left(\frac{\xi}{1-e^{-\xi}}\right)^{n+1}; \tag{4.98}$$

$$u_2=2\frac{1-\xi-e^{-\xi}}{\xi\left(e^{-\xi}-1\right)}; \tag{4.99}$$

$$\delta_1=\left\{\frac{\left[2\lambda_m\left(T_b-T_m\right)+u_1\right]x_p}{V_{bx}u_2\rho_m\left[c_s\left(T_m-T_{s_0}\right)+c_m\bar{\theta}\left(T_b-T_m\right)+\lambda_u\right]}\right\}^{\frac{1}{n}}, \tag{4.100}$$

$$\xi=\frac{-a\left(T_b-T_m\right)}{n}; \tag{4.101}$$

$$\bar{\theta}=\frac{\dfrac{\xi}{2}+e^{-\xi}\left(1+\dfrac{1}{\xi}\right)-\dfrac{1}{\xi}}{\xi+e^{-\xi}-1}. \tag{4.102}$$

В уравнения (4.96)—(4.102) входят следующие величины:

V_{sz} — локальная скорость твердой пробки; x_p — ширина твердого слоя в начале зоны плавления; ρ_s и ρ_m — плотности твердой и жидкой фаз полимера соответственно; V_{bx} — скорость движения поверхности цилиндра, направленная поперек винтового канала; λ_m — коэффициент теплопроводности жидкой фазы; c_s и c_m — теплоемкости твердой и жидкой фаз соответственно; λ_u — удельная теплота плавления; V_j — скорость твердой пробки относительно поверхности цилиндра; T_b — температура цилиндра; T_{s_0} и T_m — начальная и конечная температуры твердой фазы (пробки) соответственно; δ_1 — толщина пленки; $\bar{\theta}$ — средняя температура пленки; a — температурная вязкость; m_0 — значение коэффициента консистенции при начальной температуре; n — индекс текучести полимера (показатель степени в реологическом уравнении).

При этом следует иметь в виду зависимости:

$$V_j=\sqrt{V_b^2+V_{sz}^2-2V_bV_{sz}\cos\theta_z}; \tag{4.103}$$

$$V_b=\omega D; \tag{4.104}$$

$$V_{bx}=V_b\sin\theta_z; \tag{4.105}$$

$$V_{sz}=\frac{Q_s}{hw},$$

где V_b — окружная скорость цилиндра (скорость движения поверхности цилиндра); ω — угловая скорость вращения шнека; θ_z — угол между направлением движения твердой пробки и направлением движения поверхности цилиндра; Q_s — объемная производительность материала в начале зоны плавления.

Для определения производительности и суммарного приращения давления Торнером Р.В. получены следующие уравнения [33]:

$$Q=\frac{x_ph\rho_sV_{sz}}{\rho}+\frac{V_{sz}h\left(w-x_p\right)F_d}{n+2}\psi(B); \tag{4.106}$$

$$\Delta P_n=\frac{\left[\pi DN\left(n+1\right)\cos\alpha\right]^{\frac{1}{n}}N^{\frac{1}{n}}m_0}{\sin\alpha}\int_0^{l_f}\frac{B\left(l_f\right)}{h^{\frac{n+1}{n}}\left(l_f\right)}\mathrm{d}l. \tag{4.107}$$

Замыкание уравнений (4.106) и (4.107) может быть получено при помощи следующих выражений:

$$l_f=Z\sin\alpha; \tag{4.108}$$

$$\psi(B)=\frac{\left[Q-V_{sz}\left(1-\dfrac{w_i}{w}\right)wh_i\dfrac{\rho_s}{\rho}\right](n+2)}{\pi DN\cos\alpha w_iF_dh_i}. \tag{4.109}$$

Уравнения (4.106)—(4.109) включают следующие величины:

w_i и h_i — средние значения ширины потока расплава и глубины канала на соответствующем участке ($w_i = w - x_i$); l_f — длина зоны дозирования по оси шнека; Z — длина винтового канала зоны дозирования; F_d — коэффициент, учитывающий тормозящее действие стенок винтового канала.

Остальные величины указаны выше.

Мощность, затрачиваемая в зоне плавления, определяется уравнением:

$$P_s=\frac{m_0}{2\operatorname{tg}\alpha}\left|V_j\right|^{n+1}\delta_1^{-n}(t-e)l_f\frac{\left(e^{-\xi}+\xi-1\right)^2\xi^{n-2}}{\left(1-e^{-\xi}\right)^{n+2}}; \tag{4.110}$$

Приведенные уравнения для шнековой части комбинированного экструдера рассчитываются численным методом на ЭВМ.

4.4. ОПТИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ОЦЕНКИ КАЧЕСТВА СМЕШЕНИЯ И РЕОЛОГИЧЕСКИХ СВОЙСТВ

Предлагаемая методика оценки качества смешения основана на явлении двойного лучепреломления, которое возникает в анизотропных средах при пропускании через них поляризованного света. Поэтому достоверное описание свойств материалов и процессов, происходящих в них при помощи двойного лучепреломления, требует корректной постановки задачи с учетом основных оптических явлений, возникающих при прохождении света через исследуемый объект, и вязкоупругих эффектов, характеризующих свойства материала и особенности течения.

4.4.1. ПОЛЯРИЗАЦИОННЫЕ ЭФФЕКТЫ ПРИ ПРОХОЖДЕНИИ И ОТРАЖЕНИИ СВЕТОВОГО ПОТОКА ЧЕРЕЗ ЭЛЕМЕНТ АНИЗОТРОПНОЙ СРЕДЫ

Рассмотрим обобщенную схему прохождения поляризованного света через оптически анизотропный элемент среды, которым может быть пластинка из упругого прозрачного материала или поток жидкости (рис. 4.9).

Световой поток от источника света N_c направляется на поляроидную пластинку П, которая обычно называется *поляризатором*. Выходящий из поляризатора поток *1* является плоскополяризованным, причем плоскость поляризации проходит через оптическую ось поляризатора, которая в данном случае совпадает с осью x_1. Каждый оптически анизотропный элемент связан со своей системой координат, что также относится и к световым потокам. На рис. 4.9 показаны системы координат, соотнесенные только с оптически анизотропным элементом. При этом следует отметить, что на выходе из этих элементов в случае нормального падения потока системы координат светового потока и оптически анизотропных элементов совпадают.

Так как практически всегда поляроидные пластинки устанавливаются перпендикулярно распространению светового потока, то системы координат световых потоков *1*, *4* и *7* совпадают, соответственно, с системами координат поляризатора *F*, анализатора A_1 и анализатора A_2.

Плоскополяризованный световой поток *1* в общем случае образует с плоскостью падения ABCD угол φ. В результате отклонения направления светового потока, связанного с преломлением, система координат его изменится. При этом ось *2* всегда будет ориентирована в направлении распространения потока света. Начиная с плоскости ABCD, являющейся границей раздела двух сред, внутрь исследуемого оптически анизотропного элемента *A*, будет распространяться световой поток *2*, включающий два луча. Плоскость поляризации одного из них совпадает с оптической осью *y* исследуемого элемента $A_э$ и составляет с проекцией потока *1* на плоскость угол χ, а второй луч поляризован в направлении, перпендикулярном поляризации первого луча, т.е. в направлении *x*. Будем обозначать первый луч, который получил название *обыкновенного луча*, 2*y*, а второй, получивший название необыкновенного луча, — 2*x*. Луч 2*y* проходит в исследуемый элемент $A_э$ под углом преломления φ_0, луч 2*x* — под углом φ_e. На плоскости $A_1B_1C_1D_1$ наряду с преломлением будет также наблюдаться отражение падающего светового потока. Однако ввиду малой интенсивности отраженного светового потока его можно не рассматривать.

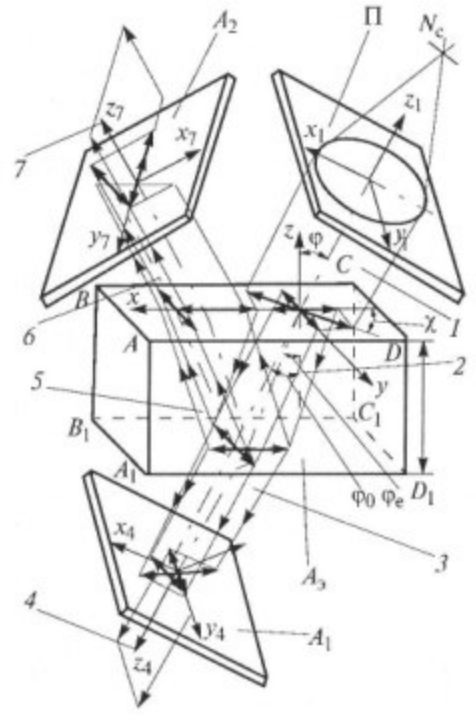


Рис. 4.9. Схема прохождения поляризованного света через оптически анизотропный материал

Пройдя оптически анизотропный элемент $A_э$, часть светового потока отразится от поверхности раздела $A_1B_1C_1D_1$ под углом падения к этой поверхности и образует световой поток *5* с соответствующими лучами *5x* и *5y*, а часть в виде потока *3* (составляющие лучи *3x* и *3y*) пройдет через поверхность раздела, получив определенное преломление. Отразившись от поверхности A′BC′D′, световой поток *5* пересечет элемент в обратном направлении и выйдет из него через поверхность ABCD, образовав при этом поток *6* с лучами *6x* и *6y*. Следует отметить, что поток *5* не только пройдет поверхность раздела, но и отразится от нее и опять войдет в исследуемый элемент, повторив при этом путь потока *2*. Данный процесс отражения светового потока от поверхностей раздела ABCD и $AA_1B_1C_1D_1$ внутри элемента $A_э$ будет повторяться многократно, при этом каждый раз будет теряться определенная часть интенсивности светового потока. Величина интенсивности проходяще-

го и отраженного световых потоков во многом зависит от отражающей способности поверхностей раздела.

При проведении исследований методом двойного лучепреломления используют две основные схемы: в проходящем свете и в отраженном свете. При исследовании по первой схеме отражающая способность поверхностей раздела должна быть минимальной. Тогда световой поток *5* и связанное с ним дальнейшее перераспределение света можно не учитывать. Использование отраженного света предполагает, что одна из поверхностей раздела должна иметь большой коэффициент отражения, в предельном случае приближающийся к единице, т.е. к зеркальной поверхности (поверхность $A_1B_1C_1D_1$). В этом случае практически весь световой поток *2* отразится от поверхности $A_1B_1C_1D_1$.

Для получения интерференционной картины, по которой собственно и оцениваются те или иные процессы и свойства в исследуемых объектах, необходимо свести два взаимно перпендикулярных поляризованных световых луча в одну плоскость. Для этого служат такие же поляроидные пластинки, какие применяются и для поляризаторов, называемые анализаторами. На пути светового потока *3* установлен анализатор A_1, а для потока *6* используется анализатор A_2. Как правило, исследования проводятся в скрещенном положении поляризатора и анализатора, т.е. когда их оптические оси перпендикулярны между собой. При прохождении световых потоков *3* и *6* соответственно через анализаторы A_1 и A_2 амплитуды световых лучей проектируются на оптические оси, в результате чего из анализаторов выходят плоскополяризованные световые потоки *4* и *7*.

Наряду с вышеуказанными основными двумя методами двойного лучепреломления в проходящем и отраженном свете, все более широкое применение находит метод рассеянного света.

Наиболее простым по оптическим явлениям, математическому описанию и аппаратурному оформлению является метод, использующий проходящий свет (см. рис. 4.9) при равенстве нулю угла падения φ светового потока *I*. Тогда световые лучи $2x$ и $2y$ будут распространяться в оптически анизотропном элементе $A_э$ перпендикулярно плоскости падения ABCD.

Для описания оптических явлений при прохождении светового потока через различные прозрачные оптически анизотропные элементы использован матричный метод Джонса [28]. При этом вектор напряженности электрического поля представляется в виде:

$$\vec{E}^m = \begin{vmatrix} \vec{E}_x^m \\ \vec{E}_y^m \end{vmatrix}. \qquad (4.111)$$

В уравнении (4.111) индекс m обозначает номер светового луча в соответствующей системе координат.

В общем случае любой оптически анизотропный элемент может оказывать следующие воздействия на световой луч: производить поляризацию и преломление, осуществлять сдвиг по фазе и изменять направление поляризации вдоль соответствующих оптических осей.

Для создания плоскополяризованного света, как было отмечено ранее, используют поляроидные пластины, причем в зависимости от направления оптической оси можно получать ту или иную компоненту вектора напряженности электрического поля, отличную от нуля, используя следующие матрицы поляризации:

$$\Pi(0) = \begin{vmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 0 \end{vmatrix};$$

$$\Pi\left(\frac{\pi}{2}\right) = \begin{vmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 1 \end{vmatrix}. \qquad (4.112)$$

Матрица амплитуд монохроматического плоского света, падающего на поляризатор, записывается в виде:

$$E = \begin{vmatrix} E_x \\ E_y \end{vmatrix}. \qquad (4.113)$$

Тогда для луча, выходящего из поляризатора, можно записать:

$$E' = \Pi(0)E = \begin{vmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 0 \end{vmatrix} \begin{vmatrix} E_x \\ E_y \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} E_x^1 \\ 0 \end{vmatrix}. \qquad (4.114)$$

Так как оптические оси каждого элемента рассматриваемой схемы связаны с декартовой прямоугольной системой координат, которая характеризуется для каждого анизотропного элемента своим направлением осей координат, то изменение амплитуды светового потока и направления его плоскости поляризации при переходе из одного элемента в другой можно связать с ортогональным преобразованием. Матрица ортогонального преобразования имеет вид:

$$Q(\chi) = \begin{vmatrix} \cos\chi & \sin\chi \\ -\sin\chi & \cos\chi \end{vmatrix}. \qquad (4.115)$$

Вследствие различия компонент показателей преломления вдоль главных осей, скорости световых лучей $2x$ и $2y$ будут различны:

$$V_x^2 = \frac{c_c}{n_1}, \quad V_y^2 = \frac{c_c}{n_2}, \qquad (4.116)$$

где c_c — скорость распространения света в среде; n_1 и n_2 — главные значения тензора показателя преломления.

Соотношение (4.116) приводит к появлению на выходе разности фаз:

$$\Phi = \frac{2\pi\delta}{\lambda_b}. \tag{4.117}$$

В выражении (4.117) величина λ_b представляет длину волны, а δ называется *оптической разностью хода* и определяется следующим соотношением:

$$\delta = (n_1 - n_2)d, \tag{4.118}$$

где d — размер исследуемого элемента вдоль направления просвечивания.

В зависимости от величины δ можно получить свет круговой или плоской поляризации. Сдвиг по фазе может быть описан при помощи следующей матрицы:

$$R(\Phi) = \begin{vmatrix} \exp\left(\frac{i\Phi}{2}\right) & 0 \\ 0 & \exp\left(-\frac{i\Phi}{2}\right) \end{vmatrix}. \tag{4.119}$$

С учетом уравнений (4.115) и (4.119) выражение для светового луча на поверхности A′B′C′D′ имеет вид:

$$E^2 = R(\Phi)Q(\chi)E^1 = E_x^1 \begin{vmatrix} \exp\left(\frac{i\Phi}{2}\right)\cos\chi & 0 \\ 0 & \exp\left(-\frac{i\Phi}{2}\right)\sin\chi \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} E_x^2 \\ E_y^2 \end{vmatrix}. \tag{4.120}$$

Световой поток *3*, выходящий из оптически анизотропного элемента A_3, для схемы нормально проходящего света описывается также уравнением (4.120).

На анализаторе A_1 световой луч будет опять подвергаться повороту на угол χ. Однако ортогональное преобразование необходимо производить не с помощью матрицы (4.115), а применив транспонированную к ней матрицу, так как оптические оси поляризатора и анализатора взаимно перпендикулярны. Тогда на выходе из анализатора получаем:

$$E^4 = \Pi\left(\frac{\pi}{2}\right)Q^{\mathrm{T}}(\chi)E^2 = \begin{vmatrix} 0 \\ i\sin\left(\frac{\Phi}{2}\right)\sin 2\chi \end{vmatrix} E_x^1. \tag{4.121}$$

Визуально после анализатора можно наблюдать картину чередующихся полос с различной интенсивностью света, которая определяется выражением:

$$I^4 = E^4 \cdot E^4 = (E_x^1)^2 \sin^2\frac{\Phi}{2}\ \sin 2\chi. \tag{4.122}$$

В выражении (4.122) знак умножения (точка) обозначает умножение сопряженных величин.

Из уравнения (4.122) следует, что интенсивность света в зависимости от аргументов при синусах может принимать максимальные (светлые линии) и нулевые (темные линии) значения. Темные линии возникают при $\chi = 0$ и $\chi = \pi/2$, т. е. при совпадении одного из главных направлений тензора диэлектрической проницаемости, или, что то же самое, тензора показателя преломления с направлением плоскости поляризации. Такие темные линии называются *изоклинами* и являются геометрическим местом точек с одинаковой ориентацией главных значений тензора диэлектрической проницаемости, определяемых углом, называемым *параметром изоклина*. Для определения этих главных осей осуществляют одновременное вращение поляризатора и анализатора, не нарушая при этом ортогональности между их осями поляризации. Устранить изоклины можно, пропустив через исследуемый элемент свет, поляризованный по кругу, что обеспечивается размещением с двух сторон от элемента A_3 пластин толщиной в четверть волны, для которых оптическая разность хода составляет:

$$\delta = \left(m + \frac{1}{2}\right)\lambda_b, \tag{4.123}$$

где $m = 0, 1, 2, 3$.

Возникновение темных полос наблюдается также при условии

$$\Phi = 2\pi m, \tag{4.124}$$

т. е. когда разность фаз кратна величине 2π. Темные линии, удовлетворяющие условию (4.124), называются *полосами*. Каждой полосе соответствует постоянное для нее значение оптической разности хода.

Следует отметить, что интерференционная картина для рассмотренного выше случая характеризует двойное лучепреломление в плоскости x–y.

Для получения интерференционной картины в оптически анизотропной среде можно воспользоваться способностью к рассеиванию светового потока частицами данной среды, которые во многих случаях создают достаточную замутненность для воспроизведения рассеивания. Иногда для создания необходимой контрастности интерференционной картины необходимо вводить частицы тонкодисперсного материала, способствующие упорядочению ориентации поляризованного света.

При исследовании методом рассеянного света направление наблюдения осуществляется в плоскости, перпендикулярной направлению распространения луча. В случае плоскополяризованного света, вошедшего в исследуемый элемент, интенсивность светового потока будет зависеть от направления наблюдения. Так,

при наблюдении вдоль оси x интенсивность света будет пропорциональна квадрату амплитуды светового луча $2y$. При наблюдении вдоль оси y интенсивность света будет пропорциональна квадрату амплитуды луча $2x$, т. е. луча с плоскостью поляризации, перпендикулярной оптической оси. В других направлениях интенсивность света будет иметь промежуточные значения. Если же проходящий через изучаемый объект световой поток является поляризованным по кругу, то интенсивность светового потока не зависит от изменения наблюдения, при условии что направление наблюдения расположено в плоскости, перпендикулярной направлению распространения луча. Таким образом, использование рассеянного света позволяет визуально оценивать интерференционные картины без применения анализатора.

Как и в предыдущем случае, полученная картина полос будет соответствовать плоскости, перпендикулярной направлению наблюдения. При наблюдении вдоль оси y' интерференционной картине будет соответствовать двойное лучепреломление в плоскости $x' - z'$. Следовательно, плоскости исследования рассеянным светом и обычным проходящим поляризованным светом, как правило, не совпадают.

Далее рассмотрим вариант проходящего света при косом просвечивании. В этом случае рассматриваются те же лучи, что и при нормальном просвечивании, но необходимо ввести матрицы, характеризующие преломление лучей, которые в общем виде записываются следующим образом:

$$S_m = \begin{vmatrix} S_x^m & 0 \\ 0 & S_y^m \end{vmatrix}. \tag{4.125}$$

Величины S_x^m и S_y^m характеризуют световые лучи с плоскостями поляризации, направленными соответственно перпендикулярно и параллельно оптической оси, и находятся из формул Френеля [36]:

$$S_x^2 = \frac{2\cos\varphi\sin\varphi_e}{\sin(\varphi+\varphi_e)};\quad S_y^2 = \frac{2\cos\varphi\sin\varphi_0}{\sin(\varphi+\varphi_0)\cos(\varphi-\varphi_0)}; \tag{4.126}$$

$$S_x^3 = \frac{2\cos\varphi_e\cos\varphi_e}{\sin(\varphi+\varphi_e)};\quad S_x^3 = \frac{2\cos\varphi_0\sin\varphi}{\sin(\varphi+\varphi_0)\cos(\varphi-\varphi_0)}. \tag{4.127}$$

При этом имеют место следующие соотношения:

$$n_1\sin\varphi_0 = n_2\sin\varphi_e = \sin\varphi. \tag{4.128}$$

Тогда результирующий световой луч на выходе из анализатора можно записать следующим образом:

$$E_{\Pi\Pi}^4 = \Pi\left(\frac{\pi}{2}\right)Q^{\mathrm{T}}(x)S^3R(\Phi)S^2Q(\chi)\Pi(0)E =$$

$$= \frac{1}{2}\sin 2\chi E_x^1\left[S_x^2S_x^3\exp\left(\frac{i\Phi}{2}\right) + S_y^2S_y^3\exp\left(-\frac{i\Phi}{2}\right)\right]. \tag{4.129}$$

В уравнении (4.129) разность фаз имеет следующее значение:

$$\Phi = \frac{2\pi}{\lambda_b}\left(\frac{n_1}{\cos\varphi_0} - \frac{n_2}{\cos\varphi_e}\right)d. \tag{4.130}$$

Из формулы (4.129) видно, что ход экстремумов интенсивности света на выходе из анализатора при косом просвечивании для параметра изоклины остается такой же, как и при нормальном просвечивании. Данный вывод, однако, нельзя сделать по картине полос, которая в зависимости от углов падения и преломления может претерпевать значительные изменения, что необходимо учитывать при проведении исследований в случае косого просвечивания.

Рассмотрим теперь вариант отраженного света согласно рис. 4.9. В данном случае будем считать, что поверхность $A_1B_1C_1D_1$ имеет большую отражательную способность. Тогда отраженные лучи $5x$ и $5y$ пройдут тот же путь в исследуемом элементе, что и лучи $2x$ и $2y$. При этом матрица отражения имеет тот же вид, что и матрица преломления (4.125).

При составлении матричного произведения для определения результирующего луча на выходе из анализатора A_2 следует учитывать равенство углов падения и отражения. Тогда можно записать:

$$E^7 = \Pi\left(\frac{\pi}{2}\right)Q^{\mathrm{T}}(\chi)S^6R(\Phi)S^5R(\Phi)S^2Q(\chi)\Pi(0)E =$$

$$= \frac{1}{2}\sin 2\chi E_x^1\left[S_x^2S_x^5S_x^6\exp\left(\frac{i\Phi}{2}\right) + S_y^2S_y^5S_y^6\exp\left(-\frac{i\Phi}{2}\right)\right]. \tag{4.131}$$

Выражение (4.131) с точностью до коэффициентов при компонентах матрицы сдвига по фазе совпадает с уравнением (4.129). Кроме того, разность фаз в уравнении (4.131) представляет собой удвоенную величину выражения (4.130). В пределе при угле падения, стремящемся к нулю, данный случай переходит в схему для проходящего света.

Следует отметить, что метод отраженного света позволяет при выборе соответствующих углов падения светового поляризованного потока к плоскости раздела сред изучать распределения интерференционных картин в двух взаимно перпендикулярных плоско-

стях при одном направлении наблюдения. При этом двойное лучепреломление для одной плоскости будет оцениваться отраженным светом, прошедшим через анализатор, а для второй плоскости необходимо использовать метод рассеянного света.

4.4.2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ОЦЕНКИ КАЧЕСТВА СМЕШЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МЕТОДА ДВОЙНОГО ЛУЧЕПРЕЛОМЛЕНИЯ

Явление двойного лучепреломления может быть использовано для описания напряженного состояния анизотропных, оптически прозрачных сред. Справедливость этого утверждения основана на линейности динамооптического закона, который предполагает соосность эллипсоидов показателей преломления и напряжения. При этом для главных значений компонент тензоров, образующих данные эллипсоиды, можно записать следующее выражение:

$$n_i - n_j = c(\tau_I - \tau_j), \tag{4.132}$$

где n_i и n_j — главные значения показателей преломления; τ_I и τ_j — главные значения напряжений; c — оптический коэффициент напряжений.

Так как выполнение соотношения (4.132) предполагает совпадение главных осей тензоров показателей преломления и напряжения, то получаем:

$$\operatorname{tg}\chi_k = \frac{2\tau_{ij}}{\tau_{ii} - \tau_{jj}} = \frac{2\eta_{ij}}{n_{ii} - n_{jj}}. \tag{4.133}$$

Из выражения (4.132) с учетом уравнения (4.133) можно записать следующие соотношения:

$$\begin{aligned} 2n_{ij} &= 2c\tau_{ij} = (n_i - n_j)\sin 2\chi_k; \\ n_{ii} - n_{jj} &= c(\tau_{ii} - \tau_{jj}) = (n_i - n_j)\cos 2\chi_k. \end{aligned} \tag{4.134}$$

Обратные соотношения имеют вид:

$$\Delta n_k = n_i - n_j = \sqrt{4n_{ij}^2 + (n_{ii} - n_{jj})^2} = c\sqrt{4\tau_{ij}^2 + (\tau_{ii} - \tau_{jj})^2}. \tag{4.135}$$

Величина Δn_k представляет собой разность главных значений показателей преломления в каждой точке исследуемой среды. С другой стороны, Δn_k находится из следующего выражения:

$$\Delta n_k = \frac{\lambda_b}{d} n_{\text{п}}, \tag{4.136}$$

где λ_b — длина световой волны; d — толщина исследуемого слоя; $n_{\text{п}}$ — порядок полосы, устанавливаемый подсчетом количества затемнений по уравнению (4.124), появившихся в исследуемом сечении.

В общем случае изучение трехмерного течения требует просвечивания поляризованным светом в трех направлениях. В результате каждого просвечивания получается суммарная картина напряженно-деформированного состояния вдоль этого направления.

Если рассматривать смеситель непрерывного действия, то во многих случаях достаточно проводить просвечивание в одном направлении, как правило, перпендикулярном основному потоку движения, но по всей длине этого основного потока. Тогда можно записать следующие выражения для касательного напряжения и разности нормальных напряжений:

$$\tau_{12} = \eta(\dot{\gamma}_c)\dot{\gamma}_c; \tag{4.137}$$

$$\tau_{11} - \tau_{22} = \psi_1(\dot{\gamma}_c)\dot{\gamma}_c^2. \tag{4.138}$$

Материальные функции $\eta(\dot{\gamma}_c)$ и $\psi_1(\dot{\gamma}_c)$ характеризуют соответственно вязкостные и упругие свойства и в общем случае являются функциями от скорости сдвига. Величина $\dot{\gamma}_c$ представляет собой суммарную скорость деформации в рассматриваемом элементарном объеме вдоль направления просвечивания. С учетом уравнения (4.138) выражение (4.135) преобразуется к виду

$$\Delta n_1 = c\dot{\gamma}_c\sqrt{4\eta^2\dot{\gamma}_c + \dot{\gamma}_c^2\psi_1^2(\dot{\gamma}_c)}, \tag{4.139}$$

откуда получаем:

$$\dot{\gamma}_c = \frac{\eta(\dot{\gamma}_c)}{\psi_1(\dot{\gamma}_c)}\sqrt{-2 + 2\sqrt{1 + \frac{1}{4}\left[\frac{\psi_1(\dot{\gamma}_c)\Delta n_1}{\eta^2(\dot{\gamma}_c)c}\right]^2}}. \tag{4.140}$$

Материальные функции принимают различные выражения в зависимости от выбора типа реологического уравнения состояния. Наиболее простой вид материальные функции имеют для жидкости Келемана-Нолла. Используя соответствующие соотношения, из уравнения (4.140) получаем:

$$\dot{\gamma}_c = \frac{\eta_1}{2\eta_3}\sqrt{-2 + 2\sqrt{1 + \frac{1}{4}\left(\frac{2\eta_3\Delta n_1}{\eta_1^2 c}\right)^2}}. \tag{4.141}$$

В уравнении (4.141) величины η_1 и η_3 не зависят от скорости сдвига и являются константами материала.

Для модифицированного уравнения жидкости второго порядка с материальными функциями из соотношения (4.140) найдем:

$$\dot{\gamma}_c = \frac{k_1\dot{\gamma}_c^{m_1}}{2k_3\dot{\gamma}_c^{m_2}}\sqrt{-2 + 2\sqrt{1 + \frac{1}{4}\left(\frac{2k_3\Delta n_1\dot{\gamma}_c^{m_1}}{k_1^2 c\dot{\gamma}_c^{2m_1}}\right)^2}}. \tag{4.142}$$

Выражение (4.142) для материалов, которые удовлетворяют соотношению $m_2 = m_1 - 1$, преобразуется к виду:

$$\dot{\gamma}_c = \left[\frac{k_1^2}{k_3 \Delta n_1} \sqrt{\left(\frac{2k_3^2}{k_1^2} + 1 \right)^2 - 1} \right]^{-\frac{1}{m_1 - 1}}. \qquad (4.143)$$

Аналогично можно получить выражения для скорости деформации вдоль пути просвечивания и для других реологических уравнений состояния. Как видно из уравнений (4.141)—(4.143), в зависимости от выбора типа реологического уравнения состояния получаются разные выражения для $\dot{\gamma}_c$, поэтому в каждом конкретном случае необходимо выбирать ту модель, которая наиболее точно описывает реальную полимерную жидкость.

Скорость деформации не может служить мерой оценки качества смешения, так как, с одной стороны, увеличение скорости деформации приводит к росту интенсивности деформации, а с другой стороны, — к снижению суммарной деформации, вследствие уменьшения времени пребывания материала в зоне переработки. Как было показано ранее, критерием смешения может служить средняя деформация, воспринимаемая средой (см. главу 2).

Для определения средней деформации в элементарном объеме можно записать следующее выражение:

$$\gamma_c = \dot{\gamma}_c \frac{k_V^i}{Q}, \qquad (4.144)$$

где Q — производительность смесителя непрерывного действия; k_V^i — обобщенный геометрический параметр, зависящий от конфигурации рабочей зоны экструдера.

Геометрический параметр k_V^i может быть выражен следующим соотношением:

$$k_V^i = S_n^i l_c, \qquad (4.145)$$

где S_n^i — площадь, занимаемая материалом между двумя соседними интерференционными полосами, характеризующими разность главных нормальных напряжений; l_c — расстояние между противоположными стенками смесителя непрерывного действия вдоль направления просвечивания.

Средняя деформация, возникающая в потоке полимерной жидкости, перерабатываемой в смесителях непрерывного действия, может быть определена суммированием деформаций по уравнению (4.144) по всей площади просвечивания.

Тогда выражение для обобщенной сдвиговой деформации с учетом уравнения (3.142) будет иметь вид:

$$\Gamma_{оэ} = \frac{\sqrt{2}}{1+\mu} \frac{H}{Q} \frac{k_1 \dot{\gamma}_c^{m_1 - m_2}}{2k_3} \sum_i \left\{ -1 + 2\left(1 + W^2\right)^{\frac{1}{2}} \right\}^{\frac{1}{2}} S_n^i, \qquad (4.146)$$

где

$$W = \frac{2k_3 \Delta n_{1i} \dot{\gamma}_c^{m_2 - 2m_1}}{k_1^2 c}. \qquad (4.147)$$

Количество участков i обычно совпадает с количеством интерференционных полос, соответствующих условию (4.24).

4.4.3. МЕТОДИКА ОПРЕДЕЛЕНИЯ РЕОЛОГИЧЕСКИХ СВОЙСТВ

Для того, чтобы воспользоваться каким-либо реологическим уравнением состояния с целью описания различных процессов, необходимо прежде всего найти входящие в него материальные константы, характеризующие материальные функции и тем самым определяющие реологические свойства полимерных жидкостей.

Основным инструментом для определения материальных констант является ротационная и капиллярная вискозиметрия. Аппаратурное оформление ротационной вискозиметрии включает три основных типа приборов: конус—плоскость, который получил название реогониометра Вайссенберга; цилиндр—цилиндр; плоскость—плоскость. В капиллярной вискозиметрии в настоящее время используют такие разновидности геометрии потока: круглая и щелевая.

Принципиальных затруднений для определения вязкостных свойств не появляется при использовании как ротационных, так и капиллярных вискозиметров. Что же касается упругих свойств, то одним из первых приборов, для которого было теоретически обосновано и экспериментально получено значение первой разности нормальных напряжений, явился реогониометр Вайссенберга. Однако наряду с высокой точностью определения упругих свойств данный тип приборов обладает существенным недостатком, а именно: верхний предел их работоспособности не превышает в среднем скорости сдвига порядка $10\ с^{-1}$, выше которой начинает проявляться нестабильность течения, вызывающая вторичные потоки. Данный недостаток не характерен для вискозиметров капиллярного типа, что делает их более перспективными.

Определение нормальных напряжений в капиллярной вискозиметрии рассматривают с двух позиций: первая основана на из-

мерении разбухания экструдата [37], вторая связана с измерением давления на выходе [38].

Явление разбухания вязкоупругой жидкости было открыто намного раньше, чем существование давления на выходе. Это связано прежде всего с возможностью визуализации первого явления, в то время как давление на выходе можно определить, использовав датчики замера нормального напряжения.

Первым, кто экспериментально получил не равное нулю давление на выходе, был Сакиадис [38]. Однако при проведении экспериментальных исследований и в теоретических преобразованиях были допущены незначительные погрешности, которые поставили под сомнение справедливость полученных результатов [39].

Дальнейшее развитие метода оценки упругих свойств по остаточному давлению на выходе из капиллярных вискозиметров, получивших также название капиллярных реометров, было представлено в многочисленных работах Хана и его сотрудников [40—42].

Для капиллярного потока с круглым сечением выражения соответственно для первой и второй разностей нормальных напряжений были получены в виде [42]:

$$\left(S_{zz}-S_{rr}\right)_R = P_{R,l}+\frac{\tau_b}{2}\frac{\partial p(0,l)}{\partial \tau_b}+\frac{1}{2\pi R^2\tau_b}\frac{\partial}{\partial \tau_b}\left(\tau_b^2 T_e\right); \qquad (4.148)$$

$$\left(S_{zz}-S_{\varphi\varphi}\right)_R = -\tau_b\frac{\partial}{\partial \tau_b}\left[p(0,l)-P_{R,l}\right], \qquad (4.149)$$

где τ_b — касательное напряжение на стенке канала; $P_{R,l}$ — давление на выходе у стенки; $p(0, l)$ — изотропное осевое давление на выходе; S_{ii} — полные нормальные напряжения; R — радиус капилляра; T_e — уменьшение общего осевого давления вследствие упругости, рассчитываемое из уравнения

$$T_e = 2\pi\int_0^R S_{zz}(r,l)r\mathrm{d}r. \qquad (4.150)$$

Необходимо отличать давление на выходе у стенки $P_{R,l}$, которое связано с полным радиальным нормальным напряжением, измеренным также на стенке в месте выхода из трубы, соотношением

$$S_{rr}(R,l) = -P_{R,l}, \qquad (4.151)$$

от гидростатического давления в плоскости выхода, определяемого согласно уравнению (4.72).

Основным недостатком уравнений (4.148) и (4.149) является неопределенность изотропного осевого давления на выходе, так как его непосредственно измерить нельзя. Устранение данного недостатка приравниванием члена, содержащего $p(0, l)$, к нулю, неоправданно.

Если капиллярный поток имеет щелевое сечение, то можно оценить только первую разность нормальных напряжений [42]:

$$\left(S_{zz}-S_{xx}\right)_b = P_{b,l}+\tau_b\frac{\partial p_{b,l}}{\partial \tau_b}+\frac{1}{4ba}\frac{\partial}{\partial \tau_b}\left(\tau_b T_e\right), \qquad (4.152)$$

где b и a — ширина и высота щели.

Подобно выражению (4.148), можно записать:

$$S_{xx}(b,l) = -P_{b,l}. \qquad (4.153)$$

Уравнение (4.152) содержит величины, аналогичные выражению (4.148), с соответствующими индексами для декартовой (прямоугольной) системы координат, за исключением величин «a» и «b», которые характеризуют поперечное сечение щели.

Сравнение уравнений (4.148) и (4.152) показывает, что последнее обладает преимуществом, так как в нем отсутствует изотропное осевое давление на выходе.

Учитывая предположение Хана и его сотрудников [41, 42] о равенстве давлений на выходе из капиллярных круглых и щелевых потоков, при сравнении уравнений (4.148) и (4.152) получено следующее соотношение:

$$p(0,l) = 2P_{R,l}. \qquad (4.154)$$

Следует отметить, что проверка последнего уравнения не осуществлялась, вследствие, как это было уже отмечено ранее, невозможности замера $p(0, l)$. В последующих исследованиях были осуществлены попытки дать сравнительную оценку давлений на выходе круглого и щелевого потоков. Так, в работе [43] получены следующие соотношения для конвективной максвелловской жидкости:

$$\frac{P_{R,l}}{\tau_b} = 0{,}35\frac{\left(S_{zz}-S_{rr}\right)}{\tau_b}+0{,}55; \qquad (4.155)$$

$$\frac{P_{b,l}}{\tau_b} = 0{,}28\frac{\left(S_{zz}-S_{xx}\right)_R}{\tau_b}+0{,}30. \qquad (4.156)$$

Из уравнений (4.155) и (4.156) видно, что давление на выходе, полученное из соотношения (4.156), при одинаковом значении касательного напряжения больше, чем соответствующее давление, найденное из уравнения (4.155). Кроме того, разность этих значений увеличивается с возрастанием касательных напряжений на стенке.

Таким образом, точную оценку первой разности нормальных напряжений можно получить при помощи щелевого реометра с

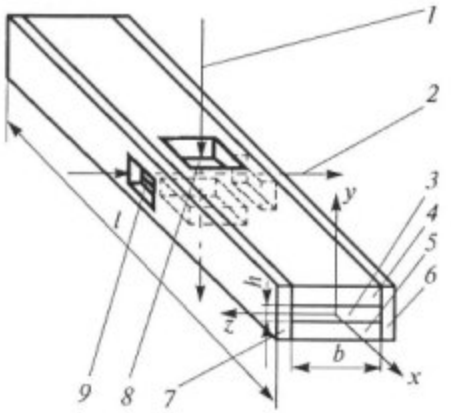


Рис. 4.10. Схема щелевой рабочей ячейки для исследования вязкоупругих свойств расплавов полимеров

использованием уравнения (4.152), которое с учетом малости осевого давления преобразуется к виду:

$$\left(S_{zz}-S_{xx}\right)=P_{b,l}+\tau_b\frac{\partial p_{b,l}}{\partial \tau_b}. \quad (4.157)$$

Как было показано ранее, распределение касательных и разности нормальных напряжений при движении полимерных оптически активных жидкостей можно получить, использовав метод двойного лучепреломления. Следовательно, данный метод может быть применен и для определения материальных функций.

Аппаратурное обеспечение формирования потока полимерных жидкостей в данном случае включает те же рабочие ячейки, что и в вискозиметрическом методе с соответствующей модификацией их для визуализации потока внутри рабочей ячейки.

Рассмотрим два случая конструктивного исполнения рабочей ячейки, позволяющие определить материальные функции методом двойного лучепреломления.

В первом случае рабочая ячейка выполнена в виде патрубка с щелевым поперечным сечением *3* (рис. 4.10), образованным между двумя вертикальными листами *6* и *7* и двумя горизонтальными листами *4* и *5*. При этом поперечное сечение вдоль всей длины патрубка *l* остается постоянным. Для возможности просвечивания в горизонтальных листах сделаны окна *8*, а в вертикальных листах — окна *9*, которые закрыты стеклами. Ось *x* совпадает с направлением движения потока, ось *y* ориентирована вдоль направления изменения скорости, а ось *z* соответствует нейтральному направлению. Направления *1* и *2* связаны с направлением распространения света. В общем случае эти направления могут составлять с соответствующими плоскостями *x*–*y* и *y*–*z* углы, отличные от прямых.

Так как в данной рабочей ячейке реализуется простое сдвиговое течение, то можно записать следующее выражение:

$$\begin{vmatrix} S_{xx} & S_{xy} & S_{xz} \\ S_{yx} & S_{yy} & S_{yz} \\ S_{zx} & S_{zy} & S_{zz} \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} \tau_{xx} & \tau_{xy} & 0 \\ \tau_{yx} & \tau_{yy} & 0 \\ 0 & 0 & \tau_{zz} \end{vmatrix} - \begin{vmatrix} p & 0 & 0 \\ 0 & p & 0 \\ 0 & 0 & p \end{vmatrix}. \quad (4.158)$$

Рассмотрим случай распространения света только в направлении, перпендикулярном плоскости *x*–*y*. Тогда при наблюдении

вдоль этого направления с использованием проходящего света будут видны напряжения, которые с учетом выражений (4.134), (4.136), (4.137) можно записать в следующем виде:

$$\tau_{12}=\tau_{xy}=\eta(\dot\gamma)\dot\gamma=\frac{\lambda_b n_z}{2bc}\sin 2\chi, \quad (4.159)$$

$$\left(\tau_{12}-\tau_{22}\right)=\left(\tau_{xx}-\tau_{yy}\right)=\psi_1(\dot\gamma)\dot\gamma^2=\frac{\lambda_b n_z}{bc}\sin 2\chi, \quad (4.160)$$

где b — ширина рабочей ячейки; n_z и χ — порядок полосы и параметр изоклины при просвечивании в направлении z.

Из уравнений (4.159) и (4.160) можно вывести выражения для материальных функций:

$$\eta(\dot\gamma)=\frac{\lambda_b n_z \sin 2\chi}{2bc\dot\gamma}, \quad (4.161)$$

$$\psi(\dot\gamma)=\frac{\lambda_b n_z \cos 2\chi}{bc\dot\gamma^2}, \quad (4.162)$$

где c — вязкоупругая константа расплава полимера.

При просвечивании в направлении *2′*, перпендикулярном плоскости *x*–*z*, аналогичное рассмотрение дает:

$$\left(\tau_{xx}-\tau_{zz}\right)=\psi_3(\dot\gamma)\dot\gamma^2=\frac{\lambda_b n_y}{hc}, \quad (4.163)$$

где h — высота рабочей ячейки; n_y — порядок полосы при просвечивании в направлении y; $\psi_3(\dot\gamma)$ — материальная функция, характеризующая третью разность нормальных напряжений.

Из уравнения (4.163) следует:

$$\psi_3(\dot\gamma)=\frac{\lambda_b n_y}{hc\dot\gamma^2}. \quad (4.164)$$

Значение второй разности нормальных напряжений можно получить просвечиванием вдоль оси *x*, что связано с дополнительным переоборудованием рабочей ячейки или с использованием результатов, полученных при одновременном просвечивании вдоль осей *y* и *z*. Произведя вычитание уравнения (4.160) из уравнения (4.163), получаем:

$$\left(\tau_{22}-\tau_{33}\right)=\left(\tau_{yy}-\tau_{zz}\right)=\frac{\lambda_b}{c}\left(\frac{n_y}{h}-\frac{n_z}{b}\cos 2\chi\right). \quad (4.165)$$

Величина

$$\psi_2(\dot\gamma)=\frac{\lambda_b}{c\dot\gamma^2}\left(\frac{n_y}{h}-\frac{n_z}{b}\cos 2\chi\right) \quad (4.166)$$

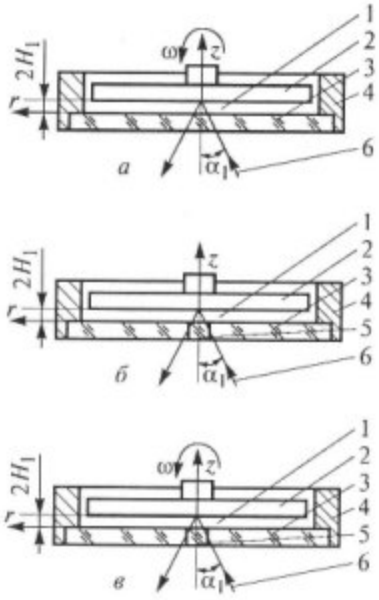


Рис. 4.11. Схема рабочей ячейки «Плоскость–плоскость» для исследования вязкоупругих свойств расплавов полимеров

представляет собой материальную функцию, характеризующую вторую разность нормальных напряжений.

Рассмотрим второй случай, изображенный на рис. 4.11. Здесь рабочая ячейка *1* образована двумя дисками *2* и *3*, размещенными в корпусе *4*. Направление падающего луча *6* обозначено углом α_1. В данном случае возможны три варианта. В первом варианте (рис. 4.11, *а*) диск *3* неподвижен, а диск *2* вращается. Во втором варианте (рис. 4.11, *б*) оба диска неподвижны, но в диске *3* выполнено центральное отверстие *5*. При этом исследуемый материал подается от периферии к центру. Третий вариант (рис. 4.11, *в*) характеризует суммарный эффект от двух первых. Здесь в неподвижном диске *3* выполнено отверстие *5*, а диск *2* вращается.

Во всех вариантах неподвижный диск 3 жестко соединен с цилиндрическим корпусом *4*. Для визуализации потока при просвечивании в направлении *6* диск *3* должен быть выполнен прозрачным, а рабочая поверхность диска *2* должна обладать большой отражательной способностью, так как для данного случая исследования необходимо проводить в отраженном свете.

Первый вариант представляет собой вискозиметр «Плоскость–плоскость», для которого справедливо простое сдвиговое течение. При этом следует иметь в виду, что для данного варианта в цилиндрической системе координат движение потока осуществляется в направлении φ, а изменение скорости — в направлении z. Тогда можно записать:

$$\begin{vmatrix} S_{\varphi\varphi} & S_{\varphi z} & S_{\varphi r} \\ S_{z\varphi} & S_{zz} & S_{zr} \\ S_{r\varphi} & S_{rz} & S_{rr} \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} \tau_{\varphi\varphi} & \tau_{\varphi z} & 0 \\ \tau_{z\varphi} & \tau_{zz} & 0 \\ 0 & 0 & \tau_{rr} \end{vmatrix} - \begin{vmatrix} p & 0 & 0 \\ 0 & p & 0 \\ 0 & 0 & p \end{vmatrix}. \qquad (4.167)$$

Если направление просвечивания совпадает с осью z, получаем разность напряжений $(\tau_{11} - \tau_{33})$, которую нельзя отождествлять с разностью компонент напряжений в цилиндрической системе координат $(\tau_{\varphi\varphi} - \tau_{rr})$. Это связано с тем, что величины и их преобразования, получаемые при помощи метода двойного лучепреломления, связаны с декартовой системой координат. В связи с этим для

непосредственной фиксации величин, полученных методом двойного лучепреломления, необходимо перейти к декартовой системе координат. Такой переход необходимо осуществлять и для других возможных конструкций рабочих ячеек, течение в которых описывается в системе координат, отличной от декартовой. Данный переход можно осуществить следующим образом: ось r заменяется на ось y; ось x направляется перпендикулярно чертежу; оси z совпадают в двух системах.

При просвечивании, нормальном к плоскости диска, согласно уравнению (4.167), с учетом замены системы координат получаем:

$$\left(\tau_{xx} - \tau_{yy}\right) = \frac{\lambda_b n_z}{4H_1 c}\cos 2\chi_z; \qquad (4.168)$$

$$\tau_{xy} = \frac{\lambda_b n_z}{6H_1 c}\sin 2\chi_z. \qquad (4.169)$$

В уравнении (4.168) величина $4H_1$ представляет собой удвоенную высоту рабочей ячейки, так как световой поток в случае отраженного света проходит ее дважды.

Для того чтобы получить другие разности нормальных напряжений и касательные напряжения, необходимо произвести просвечивание в направлении *6*, составляющем с осью z угол α, который, как правило, равен 45°. Тогда, с учетом симметрии относительно оси z при $\alpha_1 = 45°$, получаем следующие выражения:

$$\left(\tau_{xx} - \tau_{\alpha_1\alpha_1}\right) = \frac{\lambda_b n_{\alpha_1}}{4\sqrt{2}H_1 c}\cos 2\chi_{\alpha_1}; \qquad (4.170)$$

$$\tau_{x\alpha_1} = \frac{\lambda_b n_{\alpha_1}}{8\sqrt{2}H_1 c}\sin 2\chi_{\alpha_1}, \qquad (4.171)$$

где n_{α_1} и χ_{α_1} — порядок полосы и параметр изоклины при просвечивании в направлении *6*.

После несложных преобразований дополнительно к уравнениям (4.168)—(4.171) получаем следующие выражения:

$$\left(\tau_{yy} - \tau_{zz}\right) = \left(\tau_{xx} - \tau_{yy}\right) + \left(\tau_{xx} - \tau_{\alpha_1\alpha_1}\right); \qquad (4.172)$$

$$\left(\tau_{xx} - \tau_{zz}\right) = \left(\tau_{xx} - \tau_{yy}\right) + 2\left(\tau_{xx} - \tau_{\alpha_1\alpha_1}\right), \qquad (4.173)$$

$$\tau_{yz} = \sqrt{2}\tau_{x\alpha_1};\ \tau_{xz} = 0. \qquad (4.174)$$

Для определения материальных функций необходимо преобразовать компоненты напряжений из декартовой прямоугольной системы координат в цилиндрическую.

Для этого воспользуемся общим правилом тензорного преобразования, которое для ковариантных компонент тензоров второго порядка имеет вид:

$$\tau_{ij} = \frac{\partial U^k}{\partial U^i}\frac{\partial U^l}{\partial U^j}\tau_{kl}, \qquad (4.175)$$

где τ_{ij} и τ_{kl} — ковариантные компоненты тензоров второго порядка, соответственно в исходной и преобразуемой системах координат; U^k и U^l — компоненты координат в исходной системе координат; U^i и U^j — компоненты координат в преобразуемой системе координат.

Кроме того, переход ковариантных компонент тензора к физическим производился по правилу:

$$\tau_{<ij>} = \frac{\text{i}}{\sqrt{g_{ii}}\sqrt{g_{jj}}}\tau_{ij}, \qquad (4.176)$$

где $g_{ii(jj)}$ — метрический тензор в цилиндрической системе координат.

Выполнив необходимые преобразования по уравнениям (4.175) и (4.176), приходим к следующим зависимостям:

$$(\tau_{11}-\tau_{22}) = (\tau_{\varphi\varphi}-\tau_{zz}) = (\tau_{xx}-\tau_{yy})\sin^2\varphi + (\tau_{yy}-\tau_{zz}) - \tau_{xy}\sin 2\varphi; \qquad (4.177)$$

$$(\tau_{22}-\tau_{33}) = (\tau_{zz}-\tau_{rr}) = -(\tau_{xx}-\tau_{zz}) + (\tau_{xx}-\tau_{yy})\sin^2\varphi - \tau_{xy}\sin 2\varphi; \qquad (4.178)$$

$$(\tau_{11}-\tau_{33}) = (\tau_{\varphi\varphi}-\tau_{rr}) = -(\tau_{xx}-\tau_{zy})\cos 2\varphi - 2\tau_{xy}\sin 2\varphi; \qquad (4.179)$$

$$\tau_{12} = \tau_{\varphi z} = -\cos\varphi\tau_{yz}. \qquad (4.180)$$

Тогда выражения для материальных функций будут иметь следующий вид:

$$\eta(\dot\gamma) = -\frac{\lambda_b n_{\alpha_1}}{8H_1 c}\sin 2\chi_{\alpha_1}\cos\varphi; \qquad (4.181)$$

$$\psi_1(\dot\gamma) = \frac{\lambda_b}{4H_1 c}\left[\frac{n_z}{2}\left(\cos 2\chi_{\alpha_1}\cos^2\varphi - \sin 2\chi_z\right) - \frac{n_{\alpha_1}}{\sqrt{2}c}\cos 2\chi_{\alpha_1}\right]; \qquad (4.182)$$

$$\psi_2(\dot\gamma) = \frac{\lambda_b}{2H_1 c}\left[\frac{n_z}{4}\left(-\cos^2\varphi - \sin 2\chi_z\right) - \frac{n_{\alpha_1}}{\sqrt{2}}\cos 2\chi_{\alpha_1}\right]; \qquad (4.183)$$

$$\psi_3(\dot\gamma) = -\frac{\lambda_b}{2H_1 c}\cos 2(\chi_z+\varphi). \qquad (4.184)$$

Таким образом, используя метод двойного лучепреломления применительно к вискозиметру «Плоскость–плоскость», по формулам (4.181)—(4.184) можно определить материальные функции, характеризующие как вязкие, так и упругие свойства.

Следует сделать несколько замечаний по полученным выражениям для материальных функций. Прежде всего необходимо заметить, что формулы (4.181)—(4.184) получены без учета законов преломления, что может привести к погрешностям в оценке свойств материалов. Данная ситуация может возникнуть в том случае, когда высота рабочей ячейки имеет значительные размеры. Тогда необходимо дополнительно воспользоваться общим уравнением (4.131), описывающим процесс прохождения светового потока в оптически анизотропном элементе.

Однако если требуется оценить отношение разностей нормальных напряжений, то выражения (4.181)—(4.184) дают при любых условиях надежные результаты.

Во втором варианте, согласно рис. 4.11, *б*, направление движения совпадает с осью *r*, а изменение скорости по-прежнему осуществляется в направлении *z*. Следовательно, выражение (4.167) перепишется в виде:

$$\begin{vmatrix} S_{rr} & S_{rz} & S_{r\varphi} \\ S_{zr} & S_{zz} & S_{z\varphi} \\ S_{\varphi r} & S_{\varphi z} & S_{\varphi\varphi} \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} \tau_{rr} & \tau_{rz} & 0 \\ \tau_{zr} & \tau_{zz} & 0 \\ 0 & 0 & \tau_{\varphi\varphi} \end{vmatrix} - \begin{vmatrix} p & 0 & 0 \\ 0 & p & 0 \\ 0 & 0 & p \end{vmatrix}. \qquad (4.185)$$

Для данного варианта справедливы те же выкладки, что и для первого варианта. Однако выражения для квазиглавных напряжений будут иметь следующий вид:

$$(\tau_{11}-\tau_{22}) = (\tau_{rr}-\tau_{zz}) = (\tau_{xx}-\tau_{zz}) - (\tau_{xx}-\tau_{yy})\sin^2\varphi - \tau_{xy}\sin 2\varphi; \qquad (4.186)$$

$$(\tau_{22}-\tau_{33}) = (\tau_{zz}-\tau_{\varphi\varphi}) = -(\tau_{xx}-\tau_{yy})\sin^2\varphi + (\tau_{yy}-\tau_{zz}) + \tau_{xy}\sin 2\varphi; \qquad (4.187)$$

$$(\tau_{11}-\tau_{33}) = (\tau_{rr}-\tau_{\varphi\varphi}) = -(\tau_{xx}-\tau_{yy})\cos 2\varphi + 2\tau_{xy}\sin 2\varphi; \qquad (4.188)$$

$$\tau_{12} = \tau_{rz} = \tau_{yz}\sin 2\varphi \qquad (4.189)$$

Уравнения (4.184)—(4.189) с учетом соотношений (4.168)—(4.171) приводят к следующим выражениям для материальных функций:

$$\eta(\dot\gamma) = -\frac{\lambda_b n_{\alpha_1}}{8H_1 c}\sin 2\chi_{\alpha_1}\sin\varphi; \qquad (4.190)$$

$$\psi_1(\dot\gamma) = \frac{\lambda_b}{2H_1 c}\left[\frac{n_z}{4}\left(\cos^2\varphi + \sin 2\chi_z\right) + \frac{n_{\alpha_1}}{\sqrt{2}c}\cos 2\chi_{\alpha_1}\right]; \qquad (4.191)$$

$$\psi_2(\dot\gamma) = \frac{\lambda_b}{4H_1 c}\left[\frac{n_z}{2}\left(\sin 2\chi_z - 2\cos 2\chi_z\cos^2\varphi\right) + \frac{n_{\alpha_1}}{\sqrt{2}c}\cos 2\chi_{\alpha_1}\right] \qquad (4.192)$$

$$\psi_3(\dot\gamma) = \frac{\lambda_b}{4H_1 c}\cos 2(\chi_z+\varphi). \qquad (4.193)$$

Из приведенных результатов видно, что второй вариант наряду с первым может служить для определения материальных функций. Причем с конструктивной точки зрения второй вариант более простой, так как в нем нет вращающихся элементов.

Течение в рабочей ячейке по третьему варианту (рис. 4.11, *в*) не является вискозиметрическим. Здесь уже существуют два потока, в радиальном и окружном направлениях, которые при определенных соотношениях могут привести дополнительно к вторичным потокам. Рассматриваемая рабочая ячейка соответствует рабочему органу шнекодискового экструдера.

Для данного варианта нельзя выделить квазиглавные напряжения, поэтому определение материальных функций не представляется возможным. Однако исследование напряженного состояния в этой рабочей ячейке вызывает определенный интерес. В связи с этим для сопоставления экспериментальных и теоретических результатов необходимо использовать выражения (4.184)—(4.186) или аналогичные им (4.186)—(4.188), а также уравнения (4.188) и (4.189). Еще раз следует напомнить, что уравнения, характеризующие перевод напряжений из одной системы координат в другую, для данного варианта не связаны с квазиглавными напряжениями, а соотнесены только с соответствующими осями координат.

Кроме уже приведенных соотношений, в связи с наличием всех девиаторных составляющих напряжений, здесь возникает еще одно уравнение:

$$\tau_{r\varphi} = \frac{\tau_{xx} - \tau_{yy}}{2} \sin 2\varphi - \tau_{xy} \cos 2\varphi. \qquad (4.194)$$

4.5. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ПРОВЕРКА РАСЧЕТНЫХ УРАВНЕНИЙ ДИСКОШНЕКОВОЙ ЭКСТРУЗИИ

4.5.1. ОПИСАНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЙ УСТАНОВКИ И МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕНИЯ ИССЛЕДОВАНИЙ

Основным требованием, которое предъявлялось при проектировании экспериментальной установки, было создание универсальной машины полупромышленного образца, позволяющей исследовать большое количество параметров дискошнековой экструзии, изменяя при этом в широких пределах технологические и конструктивные параметры.

Конструктивная схема разработанного дискошнекового экструдера показана на рис. 4.12. В конструкции данного агрегата следует выделить пять основных узлов: рабочий орган, привод, механизм загрузки, механизм регулировки зазора и станину. Особую

роль играет рабочий орган, от выбора конструктивных и технологических параметров которого зависят качество получаемых изделий и затраты энергии на переработку полимерной массы.

Рабочий орган состоит из следующих элементов: корпуса *5* с загрузочной воронкой *8*; переходной гильзы *6*, внутри которой располагается шнек *7*, с жестко закрепленным на одном конце диском *3*; неподвижных дисков *1* и *4*; переходного кольца *2* и выходного патрубка *35*. Кроме того, в зоне загрузки предусмотрена система охлаждения *13*.

Рабочий орган разбит на четыре температурные зоны. Первая температурная зона охватывает корпус *5*, вторая — неподвижный диск *4*, третья — переходное кольцо *2* и четвертая — неподвижный диск *1*. В систему регулировки температурного режима каждой зоны входят три элемента: нагреватель, датчик температуры и регулятор температуры. На рис. 4.12 обозначены элементы, входящие только в первую зону (соответственно позиции *31*, *32* и *30*). Для остальных температурных зон расположение аналогичных

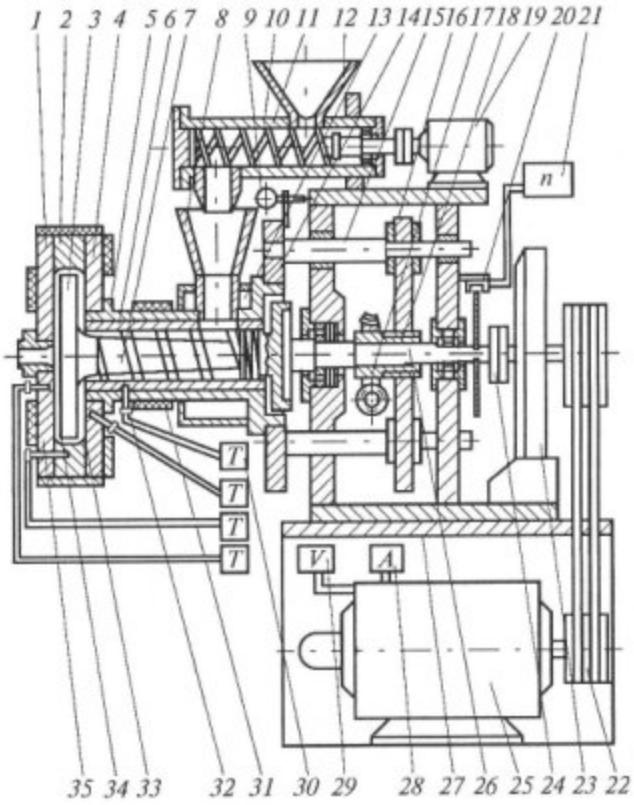


Рис. 4.12. Схема экспериментальной установки

элементов видно из рисунка. Нагреватели выполнены из нихромовой проволоки диаметром 0,5 мм, датчики температуры представляют собой хромель-копелевые термопары, а в качестве регуляторов температуры использованы потенциометры.

Следует отметить, что элементы системы температурной регулировки, входящие в первые три зоны, остаются без изменения при проведении всей серии экспериментов. Что же касается четвертой зоны, то ее элементы претерпевают некоторые изменения в зависимости от характера исследования, что будет показано в соответствующих разделах. Кроме того, шнек *7* и вращающийся диск *3* выполнены полыми, что позволяет в случае необходимости поддерживать их поверхности при определенной температуре путем подвода теплоносителя (на рисунке данная система не показана).

Конструкция рабочего органа предусматривает использование нескольких типоразмеров шнеков *7* и дисков *3* за счет установки переходной гильзы *6* и переходного кольца *2* с соответствующими внутренними диаметрами. При проведении экспериментальных исследований были использованы шнеки диаметром 45 мм и 63 мм, а диаметр дисков варьировался от величины, равной диаметру шнека, до 200 мм. Шнек *7*, гильза *6* и диск *3* были изготовлены из стали 40Х с последующим хромированием их рабочих поверхностей. Все остальные элементы, с которыми соприкасался перерабатываемый материал, были выполнены из стали 45 и также подвергнуты хромированию. Шнеки выполнены с переменной глубиной нарезки и длиной рабочей части, равной 315 мм, что составило для шнека диаметром 63 мм пять его диаметров, а для шнека диаметром 45 мм — семь.

Величины рабочих зазоров первой и второй дисковых зон (*33* и *34* соответственно) устанавливаются посредством механизма регулировки зазора, содержащего червячную передачу *17*, зубчатое колесо которой насажено на втулку *18* с резьбовой нарезкой. За счет последней происходит возвратно-поступательное перемещение подвижной плиты *16*, имеющей такую же нарезку и фиксируемой от поворота при помощи направляющих пальцев *15*, которые вместе с плитой *16* совершают также возвратно-поступательное движение. Таким образом, в конечном итоге регулировка дисковых зазоров *33* и *34* осуществляется за счет перемещения неподвижных дисков *1* и *4*, жестко связанных с корпусом *5*, который, в свою очередь, соединен через вторую подвижную плиту *14* с пальцами *15*. Отсчет величин рабочих зазоров проводится по индикатору *9* с ценой деления 0,01 мм.

Рассмотренная система регулировки рабочих зазоров при изменении одного из зазоров приводит к синхронному изменению другого зазора; в частности, уменьшение зазора *33* сопровождается увеличением на такую же величину зазора *34*. Чтобы добиться независимости регулировки рабочих зазоров, наряду с использованием механизма регулировки проводят замену переходного кольца *2* с выбором соответствующей толщины.

Привод установки содержит следующие компоненты: двигатель *25*, ременную передачу *22*, планетарный редуктор *23*, муфту *24*, приводной вал *26*, который соединен со шнеком *7*.

Двигатель *25* представляет собой электродвигатель постоянного тока ПБСТ-63 с электроприводом ЭТ-3, развивающий мощность 7,8 кВт при номинальном числе оборотов 1500 об/мин. Рабочее число оборотов шнека *7*, а следовательно, и диска *3*, с учетом общего передаточного отношения планетарного редуктора и ременной передачи, может изменяться от 1 до 200 об/мин. При необходимости подбором соответствующего передаточного отношения ременной передачи можно добиться и большего числа оборотов приводного вала. Измерение числа оборотов осуществлялось при помощи системы, включающей цифровой тахометр с датчиком регистрации световых импульсов *21* и перфорированный диск *20*. Энергетические показатели привода установки замерялись при помощи вольтметра *29* и амперметра *28*.

Механизм загрузки включает: корпус *11*, загрузочный бункер *12*, транспортирующий элемент *10*, привод *19*.

В качестве транспортирующего элемента *10* использована пружина со следующими параметрами: наружный диаметр — 40 мм, шаг — 10 мм, диаметр проволоки — *4* мм, рабочая длина — 200 мм. К преимуществу данной конструкции транспортирующего элемента по сравнению с червячным следует прежде всего отнести устранение заклинивания в случае несогласованности по производительности элементов *7* и *10*. Кроме того, данный тип транспортирующего элемента позволяет при одинаковых габаритных размерах с червячными значительно увеличить производительность.

Привод *19* представляет собой двигатель постоянного тока с максимальным числом оборотов 3000 об/мин и мощностью 0,7 кВт. Все рассмотренные основные узлы установки смонтированы на станине *27*.

Для проведения всех экспериментальных исследований установка в целом, согласно схеме на рис. 4.12, остается без изменения, за исключением неподвижного диска *1*, выходного патрубка *35* и, как отмечалось выше, зоны температурной регулировки неподвижного диска *1*. Здесь идет речь о принципиальных изменениях, а не об изменениях параметров отдельных элементов, таких как шнек *7*, вращающийся диск *3*, переходное кольцо *2* и переходная гильза *6*.

Экспериментальная установка работает следующим образом. Перерабатываемый материал из загрузочного бункера *12* под действием гравитационных сил попадает на транспортирующий элемент *10*, при помощи которого направляется в загрузочную воронку *8* и далее на шнек *7*. Последний осуществляет транспортировку материала и, образуя систему пластикации с корпусом *5* и обогревателем *31*, одновременно производит плавление его. На выходе

из шнека получается, как правило, расплав, который попадает сначала в первую дисковую зону *33*, а затем — во вторую дисковую зону *34*, где происходит интенсивное перемешивание, после чего готовый материал выходит из выходного патрубка *35*.

Перед каждой серией экспериментов выполнялась следующая последовательность операций:

— выбирали необходимые параметры шнека *7* и вращающегося диска *3*;

— выбирали необходимый диапазон регулировки размеров дисковых зон *33* и *34*;

— устанавливали переходные гильзы *6* с соответствующим внутренним диаметром под выбранный шнек *7*;

— устанавливали переходное кольцо *2* со значениями толщины и внутреннего диаметра в соответствии с выбранными параметрами диска *3* и дисковых зон *33* и 34;

— устанавливали диск *3* и шнек *7*;

— устанавливали необходимую модификацию — в зависимости от характера измеряемых величин — неподвижного диска *1*;

— устанавливали выходной патрубок соответствующей конфигурации;

— устанавливали в случае необходимости дополнительные элементы для замеров тех или иных величин;

— загружали полимерный материал в загрузочный бункер *12*;

– подавали охлаждающую воду в систему охлаждения *13* зоны загрузки; при необходимости также осуществляли подачу охлаждающей воды и в шнек *7* с диском *3*;

– включали нагреватели с соответствующим выбором верхних значений температур для каждой температурной зоны;

– устанавливали первоначальные размеры дисковых зон *33* и *34*.

По достижении заданного температурного режима во всех зонах включали основной электродвигатель *25*, после чего запускали привод *19*, вращающий транспортирующий элемент *10*, который подает перерабатываемый материал в рабочий орган.

Выход установки на рабочий режим определяли визуально, а именно — по отсутствию пульсации полученного экструдата и постоянству значений силы тока.

Все опыты проводили при полностью установившемся режиме. При этом измеряли следующие величины:

— скорость вращения рабочего органа «шнек—диск»;

— потребляемую мощность;

— производительность;

— давление по радиусу диска;

— напряжения в дисковом зазоре;

— обобщенную деформацию;

— реологические свойства материала;

— температурный режим зон экструдера;

— температуру расплава на выходе из выходного патрубка.

4.5.2. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ ОБРАБОТКА РЕЗУЛЬТАТОВ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

Достоверность результатов экспериментов во многом зависит от тщательности проведения измерений и используемых при этом приборов.

Так как любые измерения выполнить с абсолютной точностью нельзя, то необходимо произвести оценку полученной ошибки. В связи с этим, необходимо установить оптимальные соотношения между достижимой точностью и трудоемкостью проведения измерений. Поэтому необязательно стремиться к большей точности измерений, чем это необходимо для решения конкретной задачи.

При проведении любого эксперимента учесть все существующие воздействия на исследуемый объект практически невозможно. Поэтому результат эксперимента всегда является случайной величиной, которая может в значительной степени отличаться от истинного значения. Отклонение полученного экспериментального значения от истинного значения какой-либо физической величины называется *погрешностью измерения* или *ошибкой наблюдения*. Влияние погрешностей и ошибок на результат измерения можно оценить методом математической статистики, в основе которого лежит теория вероятностей [44].

Вследствие наличия ошибок отдельные значения измерений были неодинаковы. Для каждой серии измерений проводили оценку погрешностей и, если требовалось, отбрасывали явно выпадающие из общих показаний величины, после чего проводили дополнительные эксперименты.

Наиболее близким к истинному значению измеряемой величины является среднее арифметическое, или, как его часто называют, среднее значение:

$$\bar{y} = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} y_i. \qquad (4.195)$$

Индекс n, входящий в уравнение (4.195), обозначает количество опытов.

Ошибку i-го измерения можно записать в виде:

$$\Delta y_i = y_i - y, \qquad (4.196)$$

где y — истинное значение измеряемой величины, которое неизвестно.

Используя среднее значение из уравнения (4.195), выражение (4.196) можно привести к виду:

$$\Delta y_i = y_i - \bar{y}. \qquad (4.197)$$

Для определения истинного значения измеряемой величины необходимо построить кривую нормального распределения, исходя из очень большого количества экспериментальных замеров

данной измеряемой величины. Но так как при настоящих исследованиях проводилось ограниченное количество экспериментов для определения каждой величины, то достаточно хорошим приближением к истинному значению можно считать $\bar{y}$, а достаточно точной оценкой ошибки — дисперсию $S^2(y_i)$, определяемую в каждой серии опытов по формуле

$$S^2(y_i)=\frac{\sum_{i=1}^{n}(y_i-\bar{y})^2}{n-1}, \tag{4.198}$$

откуда получается среднеквадратичная погрешность отдельного измерения:

$$S(y_i)=\sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{n}(y_i-\bar{y})^2}{n-1}}. \tag{4.199}$$

Так как средняя оценка $\bar{y}$ является более точной, чем единичная y_i, то и дисперсия средних будет меньше дисперсии единичных результатов. Дисперсию воспроизводимости во всех опытах данной серии можно записать в следующем виде:

$$S^2(\bar{y})=\frac{S^2(y_i)}{n}, \tag{4.200}$$

откуда среднеквадратичная погрешность среднего результата равна:

$$S(\bar{y})=\frac{S(y_i)}{\sqrt{n}}. \tag{4.201}$$

При наличии результатов в нескольких сериях N_c многократных измерений величины одного и того же параметра выражение (4.200) перепишется как

$$S^2(y_i)=\frac{\sum_{m=1}^{N_c}S^2(y_{mi})}{N_c(n-1)}, \tag{4.202}$$

а выражение (4.201) примет вид:

$$S(\bar{y})=\sqrt{\frac{\sum_{m=1}^{N_c}S^2(y_{mi})}{N_c(n-1)}}. \tag{4.203}$$

Для того чтобы оценить возможность сопоставления опытов одной серии, необходимо проверить однородность дисперсии, что осуществляется с помощью различных статистических критериев. В том случае, если сравниваемое количество дисперсий больше двух и если во всех точках измерений проведено одинаковое коли-

чество экспериментов, можно воспользоваться критерием Кохрена [47]:

$$G_k=\frac{S^2(y_i)_{\max}}{\sum_{m=1}^{N}S^2(y_{mi})}. \tag{4.204}$$

Величина, стоящая в числителе, представляет собой максимальное значение дисперсии, выбранное из суммы дисперсий, стоящих в знаменателе.

С критерием Кохрена связаны числа степеней свободы $f_1=n-1$ и $f_2=N_c$. Если полученное из экспериментальных данных значение критерия Кохрена не превышает табличного значения [44], то дисперсии однородны и результаты опытов можно отнести к одной совокупности. Тогда для серии опытов можно определить усредненную оценку дисперсии воспроизводимости по формуле (4.202).

Определив приближенное значение измеряемой величины, необходимо оценить надежность найденного значения.

Истинное значение измеряемой величины с наперед заданной доверительной вероятностью α_g должно лежать в пределах доверительного интервала:
для единичного результата

$$y_i-\varepsilon(y_i)<y<y_i+\varepsilon(y_i); \tag{4.205}$$

для среднего результата:

$$\bar{y}-\varepsilon(\bar{y})<y<\bar{y}+\varepsilon(\bar{y}). \tag{4.206}$$

Доверительная ошибка ε определяется с помощью критерия Стьюдента $t(\alpha, f)$ соответственно для уравнений (4.205) и (4.206) по следующим формулам:

$$\varepsilon(y_i)=t(\alpha,f)S(y_i); \tag{4.207}$$

$$\varepsilon(\bar{y})=t(\alpha,f)S(\bar{y}). \tag{4.208}$$

Точность проведенных измерений не всегда можно охарактеризовать абсолютным значением ошибок, в связи с чем необходимо определить относительную ошибку, которая вычисляется по формуле:

$$\Delta=\frac{\varepsilon(\bar{y})}{\bar{y}}\cdot 100(\%). \tag{4.209}$$

Если полученная относительная ошибка превышает заданную доверительную вероятность (обычно не превышающую 5 % предела) для данного числа опытов, то с помощью формулы

$$t(\alpha, f) = \frac{\varepsilon(\bar{y})}{S(\bar{y})}\sqrt{n}, \qquad (4.210)$$

расчетов и таблиц [44] подбирается число опытов, соответствующее критерию Стьюдента.

Критерий Стьюдента может быть также использован для оценки грубых ошибок, в связи с чем рассчитывается его значение для вызывающего сомнение экспериментального значения по формуле

$$t(\alpha, f) = \frac{y_i - \bar{y}}{S(\bar{y})}. \qquad (4.211)$$

Если рассчитанное значение $t(\alpha, f)$ превышает табличное [44], то оцениваемый результат должен быть отнесен к грубым ошибкам и в дальнейшие расчеты не должен включаться.

Чтобы выбрать нужное табличное значение критерия Стьюдента, необходимо кроме знания степени свободы f определиться с уровнем значимости $q = 1 - \alpha_q$, который обычно выбирается в пределах 0,01—0,05.

4.5.3. ИССЛЕДУЕМЫЕ МАТЕРИАЛЫ И ИХ СВОЙСТВА

В качестве исследуемых материалов были выбраны полимеры, которые являются типичными представителями термопластов и наиболее широко применяются в промышленности: полистирол ПСМ-115, полиэтилен низкого давления 277-73.

Для описания процессов, происходящих в рабочих зонах шнекодискового экструдера, необходимо знать реологические и теплофизические свойства полимеров. Исследование реологических свойств выбранных полимерных материалов будет рассмотрено ниже.

К основным теплофизическим характеристикам вещества следует отнести теплопроводность λ, удельную теплоемкость c_p, температуропроводность a и удельный объем $v_{уд}$, которые связаны следующей зависимостью:

$$\lambda = \frac{ac_p}{v_{уд}}, \qquad (4.212)$$

или

$$\lambda = aC_p\rho, \qquad (4.213)$$

где ρ — плотность материала.

Из выражений (4.212) и (4.213) следует, что знание экспериментальных значений любых трех теплофизических величин, чаще всего это C_p, λ, $v_{уд}$ или ρ, позволяет определить четвертую.

Для измерения теплоемкости использовали [28—30] измеритель теплоемкости, предназначенный для исследования температурной зависимости удельной теплоемкости твердых, сыпучих, волокнистых материалов и жидкостей. Принцип работы измерителя основан на сравнительном методе динамического С-калориметра с тепломером и адиабатической оболочкой.

Для измерения теплопроводности использовали измеритель теплопроводности, предназначенный для исследования температурной зависимости теплопроводности твердых, механически обрабатываемых материалов в режиме монотонного нагрева.

Измерение удельного объема полимеров проводили с помощью установки типа «Цилиндр—поршень».

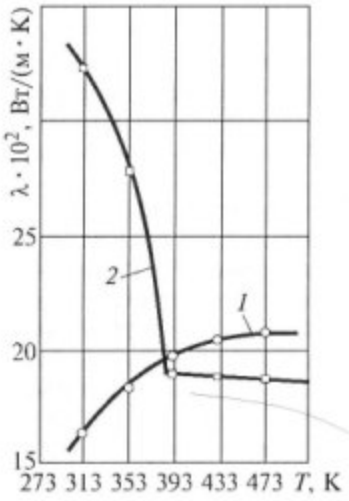


Рис. 4.13. Зависимость теплопроводности от температуры:

1 — полистирол; *2* — полиэтилен низкого давления (ПЭНД)

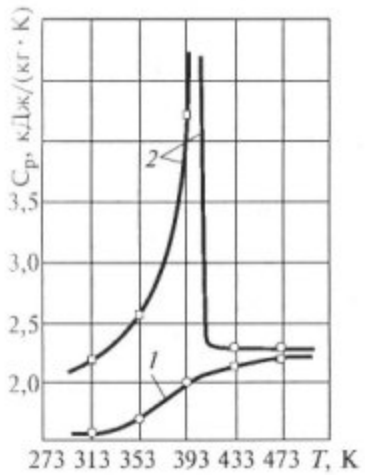


Рис. 4.14. Зависимость теплоемкости от температуры:

1 — полистирол; *2* — ПЭНД

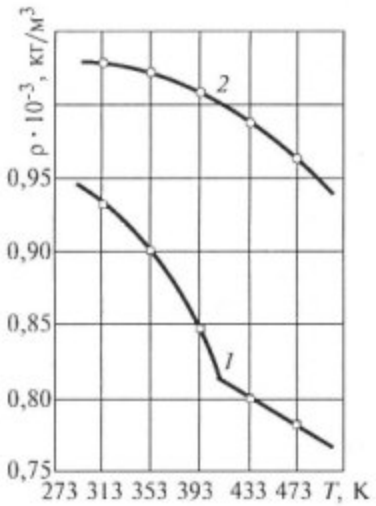


Рис. 4.15. Зависимость плотности от температуры:

1 — полистирол; *2* — ПЭНД

Зависимости теплопроводности и теплоемкости исследуемых материалов от температуры приведены, соответственно, на рис. 4.13 и рис. 4.14. На рис. 4.15 изображены кривые зависимости плотности от температуры.

4.5.4. ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ КОНСТРУКТИВНЫХ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ДИСКОШНЕКОВОГО ЭКСТРУДЕРА НА ПОТРЕБЛЯЕМУЮ МОЩНОСТЬ И ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ

При проведении данных исследований аппаратурное оформление полностью соответствует схеме, представленной на рис. 4.12.

Измерение производительности экструдера выполнялось весовым методом путем взвешивания экструдата, полученного в каждом опыте за одну минуту. Время отбора материала замерялось двухстрелочным секундомером. Мощность, затрачиваемая в процессе переработки полимерного материала, определялась по известным значениям напряжения, исходя из показаний вольтметра (пределы измерений 0–220 В), и значениям силы тока I, исходя из показаний амперметра (пределы измерений 0–30 А), по следующей формуле:

$$N_3 = UI. \qquad (4.214)$$

Следует отметить, что замеры производительности и мощности производились одновременно в каждом опыте. Порядок исследований был следующий:

— устанавливали определенные значения конструктивных параметров экструдера, которые не подвержены случайным изменениям и остаются постоянными в пределах одной серии опытов;

— устанавливали выбранный тепловой режим по температурным зонам;

— включали основной двигатель, и после выхода экструдера на рабочий режим производили измерения.

Измерения выполняли в следующей последовательности:

— устанавливали минимальное число оборотов (обычно равное 2 об/мин), при котором производили по два предварительных замера производительности и параметров, характеризующих мощность (напряжение и силу тока), при этом фиксировали температуру выходящего экструдата T_e при помощи хромель-копелевой термопары и потенциометра КСП-4 (кл. 0,5, пределы измерений 0–400 В); по данным предварительных замеров оценивали стабильность работы экструдера;

— увеличивали число оборотов до определенного значения и проводили замеры, аналогичные предыдущему пункту. Здесь, однако, следует заметить, что увеличение числа оборотов фиксировали не тахометром, а вольтметром, так как цифровой тахометр не

обеспечивает постоянства показаний, особенно при малых скоростях, что связано с усреднением счета датчиком тахометра. Реально второй шаг соответствовал показанию вольтметра на 25 В;

— осуществляли дальнейшее увеличение числа оборотов, фиксируемое при помощи вольтметра, как и в предыдущем пункте, а показание тахометра являлось уже производной величиной. Третий шаг соответствовал отметке по вольтметру 50 В, а последующее возрастание числа оборотов осуществлялось через каждые 50 В;

— после достижения максимального числа оборотов, что обычно соответствовало 200 В, снижали число оборотов с тем же шагом и выполнением тех же замеров, что и при прямом ходе;

— вернувшись к исходному числу оборотов, опыты еще раз повторяли в той же последовательности.

Таким образом, каждый цикл исследований включал четыре серии опытов на каждом шаге (за исключением максимального значения), в каждой серии проводилось по два измерения.

Экспериментальные исследования осуществлялись при различных сочетаниях геометрических параметров элементов экструдера. При этом размеры элементов экструдера выбирались из следующих значений (размеры даны в мм):

— диаметр шнека D — 45, 63; при этом степень сжатия шнеков составляла 2 при длине, соответственно, $7D$ и $5D$;

— диаметр диска $D_д$ — от 100 до 150 (через каждые 10 мм);

— величина первого дискового зазора $2H_1$ — от 1 до 12 (через каждые 2 мм);

— величина второго дискового зазора $2H_2$ — от 1 до 12 (через каждые 2 мм);

— диаметр выходного отверстия $d_п$ — от 5 до 15 (через каждые 2 мм) при длине патрубка $l_п = 45$;

В табл. 4.1 приведены полные данные для одного из вариантов замеров производительности и мощности. Значения, полученные для одинаковых напряжений, сгруппированы в один шаг.

Таблица 4.1. **Значения производительности и мощности при следующих параметрах: $D = 45$ мм, $D_д = 100$ мм, $2H_1 = 4$ мм, $2H_2 = 10$ мм, $d_п = 10$ мм, $T_1 = 453$ К, $T_2 - T_3 = 473$ К, $T_e = 463$ К, материал — полистирол**

№ шага измерений	№ серии	Условия опыта		Результаты измерений							
		ω, с$^{-1}$	T_2, К	U_1, В	I_1, А	N_{31}, кВт	$Q_1\times10^7$, м^3/с	U_2, В	I_2, А	N_{32}, кВт	$Q_2\times10^7$, м^3/с
1	1	1,88	465	25	13,2	0,330	8,8	25	13,0	0,325	8,6
	2	1,99	568	25	12,5	0,312	8,3	25	12,3	0,308	8,3
	3	1,88	466	25	12,8	0,320	8,5	25	12,6	0,315	8,1
	4	1,99	467	25	12,1	0,302	8,0	25	12,0	0,300	7,9

Продолжение

№ шага измерений	№ серии	Условия опыта		Результаты измерений							
		ω, $с^{-1}$	$T_э$, К	U_1, В	I_1, А	$N_{э1}$, кВт	$Q_1 \times 10^7$, $м^3/с$	U_2, В	I_2, А	$N_{э2}$, кВт	$Q_2 \times 10^7$, $м^3/с$
2	1	3,76	466	50	15,0	0,790	19,3	50	14,9	0,745	14,9
	2	3,56	468	50	11,2	0,560	14,8	50	14,7	0,785	13,5
	3	3,76	468	50	15,5	0,775	15,2	50	15,0	0,750	14,0
	4	3,66	469	50	14,8	0,740	13,9	50	14,2	0,710	14,6
3	1	7,75	469	100	15,1	1,510	22,9	100	14,8	1,480	21,7
	2	7,95	471	100	14,5	1,450	20,8	100	14,6	1,460	20,1
	3	7,95	470	100	15,0	1,500	21,7	100	15,2	1,520	21,5
	4	8,16	472	100	14,8	1,480	19,1	100	14,6	1,460	20,9
4	1	11,72	475	150	15,3	2,295	26,7	150	15,4	2,310	26,8
	2	12,14	473	150	15,6	2,325	24,2	150	15,3	2,295	25,7
	3	12,04	476	150	14,9	2,235	25,5	150	14,8	2,220	24,2
	4	12,04	477	150	15,2	2,280	23,2	150	14,9	2,235	24,1
5	1	16,53	479	200	15,1	3,02	29,2	200	15,2	3,04	28,5
	2	16,74	478	200	14,8	2,88	28,3	200	15,1	3,02	27,7

Как показали экспериментальные и теоретические результаты, одним из основных факторов, влияющих на производительность дискошнековых экструдеров, является угловая скорость рабочего органа «Шнек—диск». Кроме того, на производительность определенное воздействие также оказывают и геометрические размеры дисковой зоны.

Из графиков, приведенных на рис. 4.16, видно, что производительность дискового экструдера возрастает с увеличением угловой скорости рабочего органа. При этом следует заметить, что перераспределение отношения первого дискового зазора ко второму $2H_2/2H_1$ с сохранением суммарной величины этих зазоров при малых угловых скоростях незначительно сказывается на Q. С увеличением ω влияние отношения дисковых зазоров на производительность возрастает, что выражается в уменьшении градиента производительности при увеличении $2H_2/2H_1$.

Данное поведение кривой производительности вызвано возникновением вторичных потоков при течении расплава в первой зоне. Следует отметить, что вторичные потоки при движении полимерной вязкоупругой жидкости от центра к периферии возникают при $R_{e\omega}/R_{eQ} > 150$.

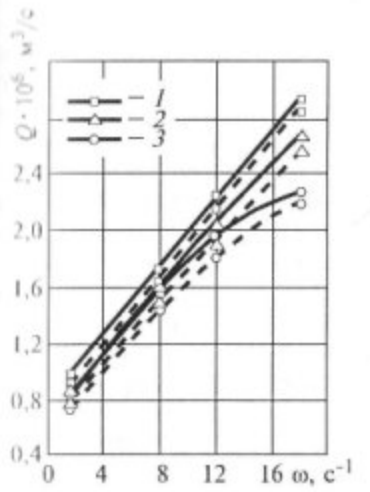


Рис. 4.16. Зависимость производительности дискового экструдера от угловой скорости для ПЭНД при следующих параметрах:

$R_1 = 0{,}005$ м; $R_2 = 0{,}05$ м; $D = 2R_o = 0{,}045$ м;

$2H_1/2H_2$ (см. рис. 4.7): *1* — 0,0045/0,0045; *2* — 0,0075/0,015; *3* — 0,0015/0,0075;

——— — теория; ——— эксперимент

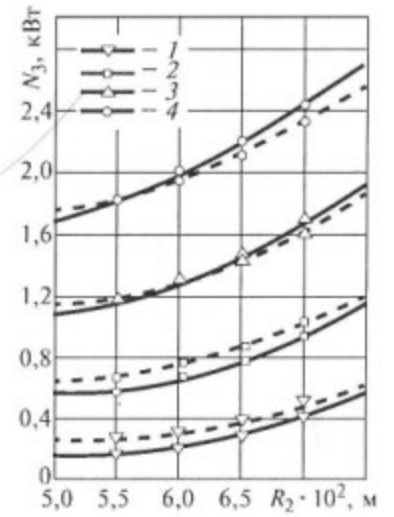


Рис. 4.17. Зависимость мощности привода от радиуса диска для ПЭНД при следующих параметрах:

$2H_1 = 0{,}0045$ м; $2H_2 = 0{,}0045$ м; $R_1 = 0{,}005$ м; $D = 2R_o = 0{,}045$ м;

1 — $\omega = 3{,}8$ $с^{-1}$; *2* — $\omega = 3{,}8$ $с^{-1}$; *3* — $\omega = 12{,}7$ $с^{-1}$; *4* — $\omega = 18{,}8$ $с^{-1}$;

——— — теория; ——— эксперимент

Приведенные на рис. 4.17 графики показывают, что мощность дискошнекового экструдера в значительной степени зависит от угловой скорости и диаметра диска. При этом расхождения между теоретическими и экспериментальными результатами при малых угловых скоростях и малых диаметрах диска можно объяснить пренебрежением в теоретической модели переходными зонами, а при больших скоростях и больших диаметрах диска — возникновением интенсивных диссипативных процессов, значительно изменяющих свойства перерабатываемого материала.

4.5.5. ИССЛЕДОВАНИЕ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ В ДИСКОВОМ ЗАЗОРЕ

В задачу настоящего исследования входило определение давления, а если более точно, — суммарного нормального напряжения, согласно формуле (4.66), на неподвижном диске. Для этого (рис. 4.18) к неподвижному диску *1* была подсоединена система для измерения давления, состоящая из пяти автономных линий, каждая из которых включала датчик *2*, соединительную трубку *3*, манометр *4* с регулирующим переходником *5* (на рис. 4.18 обозначены элементы одной линии). Кроме того, вместо контактного нагревателя на не-

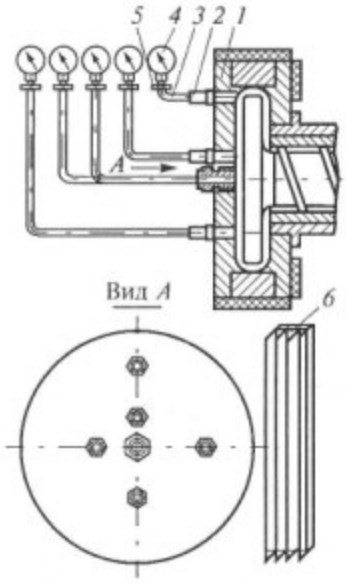


Рис. 4.18. Схема экспериментальной установки для исследования полного нормального напряжения по радиусу диска

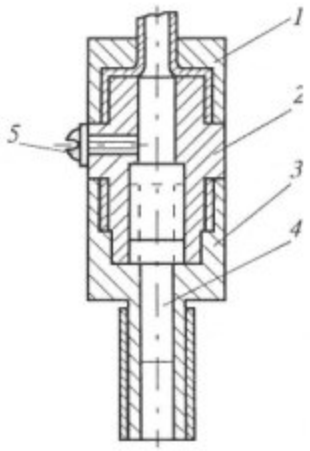


Рис. 4.19. Конструкция датчика давления

подвижном диске был установлен тепловой вентилятор *6*.

Конструкция датчика давления приведена на рис. 4.19. Датчик давления состоит из накидной гайки *1*, переходника *2* и корпуса *3*, внутри которого расположен плунжер *4*. Кроме того, переходник *2* содержит винт *5*, вверну-тый в отверстие, соединяющее центральное отверстие датчика с его наружной поверхностью. Цилиндрическая поверхность плунжера и внутренние поверхности переходника и корпуса тщательно притирались. Корпус с помощью резьбы вворачивался в гнездо неподвижного диска, а в центральное отверстие накидной гайки вводилась соединительная трубка, конец которой развальцовывался. Плунжер выполнен с головкой, выполняющей роль поршня, причем сам плунжер в рабочем положении полностью находится в полости корпуса, а головка расположена в полости переходника.

Соединительная трубка и датчик заполнялись силиконовой жидкостью. Основным требованием к заполненной жидкостью системе измерения давления являлось полное отсутствие полостей, заполненных воздухом. Наличие последних вызвало бы перемещение плунжера в полости датчика, что привело бы к появлению застойных зон и в конечном счете — к значительным погрешностям измерений (к искажению результатов). В связи с этим заполнение системы жидкостью проводилось в следующей последовательности:

— выкручивали винт;

— к регулируемому переходнику подсоединяли ручной плунжерный насос (на рисунке не показан);

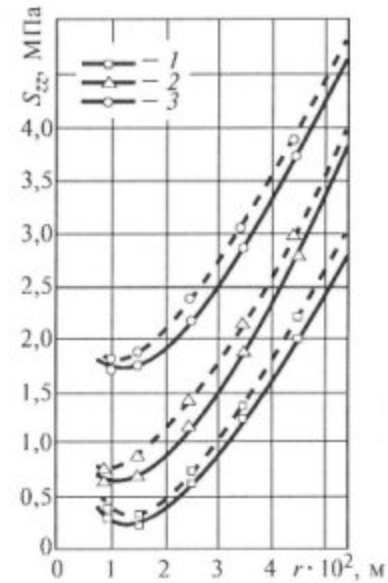
— датчики располагали таким образом, чтобы рабочая поверхность их, т. е. поверхность, соприкасающаяся с расплавом, была вверху, при этом плунжер занимал положение, показанное пунктирными линиями на рис. 4.19;

Рис. 4.20. Зависимость распределения полного нормального напряжения для ПЭНД по радиусу диска при следующих параметрах:

$d_0 = 0{,}006$ м; $l_0 = 0{,}025$ м; $2H_1 = 0{,}002$ м;

1 — $\omega = 8{,}2\ с^{-1}$; *2* — $\omega = 12{,}7\ с^{-1}$; *3* — $\omega = 18{,}8\ с^{-1}$;

—— теория; ——— эксперимент



— насосом подавали через регулируемый переходник жидкость;

— после того, как из отверстия под винт начинала появляться жидкость, винт закручивали, а дальнейшая подача жидкости вызывала перемещение плунжера до совпадения его рабочей поверхности с торцовой поверхностью корпуса;

— после занятия плунжером рабочего положения (сплошные линии на рис. 4.19) насосом создавали первоначальное давление 0,1 МПа, после чего отверстие, связывающее насос с системой, перекрывали.

Путем контроля первоначального давления оценивали герметичность всей системы в процессе работы.

Характер распределения полного нормального напряжения на неподвижном диске во втором дисковом зазоре в зависимости от различных конструктивных и технологических параметров показан на рис. 4.20.

Согласно рис. 4.20, графики распределения полного нормального напряжения на неподвижном диске представляют собой монотонно изменяющиеся кривые с максимальными значениями у наружного диаметра диска и проходящие через минимум вблизи выходного отверстия.

Аналогичное явление наблюдал Хан при движении расплавов полимеров через сходящиеся каналы [42]. Он связывал данный эффект с возникновением значительного ускорения на выходе. Появление нулевого градиента в распределении полного нормального напряжения следует связывать с соотношением вязкости и упругих свойств материала, а также с расхождением картины скоростей в исследуемом канале.

4.5.6. ИССЛЕДОВАНИЕ ВЯЗКОУПРУГИХ СВОЙСТВ ПЕРЕРАБАТЫВАЕМЫХ МАТЕРИАЛОВ

Вязкоупругие свойства полимерных материалов определяли комбинированным способом. Материальные функции, характеризующие вязкость и первую разность нормальных напряжений, находили при помощи щелевого реометра, вторую разность нор-

мальных напряжений оценивали методом двойного лучепреломления (методика приведена выше).

Схема рабочего узла для измерения материальных констант, определяющих эффективную вязкость и первую разность нормальных напряжений, показана на рис. 4.21. Для данной серии исследований неподвижный диск *1* выполнен с большим центральным отверстием, в которое вставлен элемент формирования щелевого потока, состоящий из верхней *11* и нижней *12* частей с пазами, совместно образующими полость для щелевого потока.

Система замера давления вдоль щели и на выходе состоит из четырех линий. Каждая из этих линий включает те же элементы, которые составляют аналогичные измерительные линии, показанные на рис. 4.18, а именно: датчик *2*, соединительную трубку *3*, манометр *4* и регулируемый переходник *5*. Для поддержания заданного теплового режима щелевой реометр обеспечен системой температурной стабилизации, которая для верхней части включает нагреватель *10*, датчик температуры *7* и регулятор температуры *6*, а для нижней части – соответствующие элементы *13*, *8* и *9*.

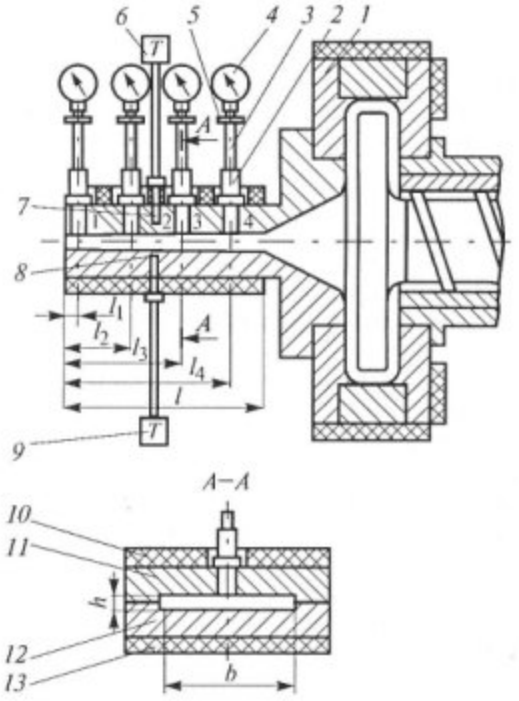


Рис. 4.21. Схема экспериментального узла для исследования вязкоупругих свойств полимеров

Конструкция датчика *2* показана на рис. 4.19, а его описание и описание схемы заполнения системы жидкостью рассмотрены в предыдущем разделе.

Пазы в верхней *11* и нижней *12* частях щелевого реометра со стороны неподвижного диска выполнены клинообразными, с углом наклона в сторону выходного отверстия. В измерительной зоне пазы выполнены плоскопараллельными, с суммарным сечением в виде прямоугольника с размерами сторон $h = 2$ мм и $b = 20$ мм. При этом длина щели $l = 80$ мм. Данное соотношение между высотой и шириной щели обеспечивает справедливость допущения об одномерности потока.

Расстояния от выхода щели до расположения датчиков составляют: $l_1 = 6$ мм, $l_2 = 22$ мм, $l_3 = 38$ мм, $l_4 = 54$ мм. При этом расстояние от входа в щель до первого по ходу движения полимера датчика (на рис. 4.21 данный датчик имеет номер 4) составляет 26 мм, что позволяет устранить эффекты входной зоны и полностью стабилизировать потоки в зоне измерений.

В процессе проведения экспериментов варьировались два параметра: эффективная скорость сдвига и температура.

Эффективная скорость сдвига определяется с помощью следующего выражения:

$$\dot{\gamma}_{эфф} = \frac{6Q}{bh^2}. \qquad (4.215)$$

В случае одномерного течения в щели напряжение сдвига на стенке находится по формуле:

$$\tau_b = \frac{\partial P}{\partial x}\frac{h}{2}, \qquad (4.216)$$

где $\partial P/\partial x$ — градиент давления в направлении течения.

Результаты измерений нормальных напряжений на стенке щелевого реометра для расплавов полиэтилена и полистирола представлены в табл. 4.2. и 4.3 соответственно.

Таблица 4.2. **Результаты измерений нормальных напряжений на стенке щелевого реометра для расплава полиэтилена низкого давления**

T, K	№ датчика	S_{22}, МПа, при $\dot{\gamma}$ ($с^{-1}$)				
		30	50	100	500	1000
433	1	0,55	0,69	0,91	1,75	2,30
	2	1,82	2,29	3,00	5,76	7,56
	3	3,09	3,90	5,09	9,79	12,82
	4	4,30	5,49	7,19	13,81	18,07
453	1	0,43	0,55	0,75	1,44	1,90
	2	1,44	1,81	2,47	4,76	6,23
	3	2,46	3,08	4,20	8,08	10,58
	4	3,47	4,34	5,93	11,39	14,92
473	1	0,35	0,44	0,62	1,19	1,57
	2	1,15	1,45	2,05	3,92	5,15
	3	1,95	2,47	3,48	6,66	8,74
	4	2,76	3,49	4,90	9,40	12,32
493	1	0,27	0,33	0,47	0,98	1,34
	2	0,31	1,10	1,56	3,24	4,41
	3	1,55	1,87	2,65	5,50	7,48
	4	2,18	2,64	3,74	7,76	10,55

Таблица 4.3. **Результаты измерений нормальных напряжений на стенке щелевого реометра для расплава полистирола**

T, K	№ датчика	S_{zz}, МПа, при $\dot{\gamma}$ (c^{-1})				
		30	50	100	500	1000
453	1	0,77	0,91	1,06	1,66	2,02
	2	2,57	3,00	3,49	5,52	6,70
	3	2,57	3,00	3,49	5,52	6,70
	4	6,06	7,07	8,24	13,05	15,82
473	1	0,62	0,72	0,84	1,32	1,54
	2	2,04	2,38	2,78	4,39	5,12
	3	3,47	4,05	4,72	7,47	8,71
	4	4,82	5,61	6,55	10,37	12,09
493	1	0,49	0,57	0,69	1,09	1,32
	2	1,62	1,89	2,29	3,63	4,39
	3	2,76	3,21	3,89	6,17	7,47
	4	3,83	4,46	5,4	8,56	10,37
513	1	0,39	0,45	0,55	0,84	1,01
	2	1,29	1,50	1,81	2,78	3,36
	3	2,19	2,55	3,09	4,79	5,71
	4	3,04	3,54	4,29	6,55	7,93

Для определения вязкостных свойств полимерных жидкостей необходимо построить кривые течения, используя уравнение (4.206) для обработки экспериментальных данных.

Так как непосредственные замеры с помощью датчиков давления позволяют определить нормальные напряжения на стенке, а для определения напряжений сдвига по формуле (4.217) необходимо иметь данные по градиенту давления, то следует установить взаимосвязь между градиентами нормальных напряжений и давления. С учетом независимости девиаторной составляющей напряжений от значения координаты, характеризующей направление движения потока, из уравнения (4.66) следует:

$$-\frac{\partial S_{zz}(b,x)}{\partial x}=\frac{\partial P(b,x)}{\partial x}. \qquad (4.217)$$

Необходимо заметить, что уравнение (4.217) справедливо только для установившегося течения в каналах с постоянными геометрическими параметрами. В противном случае девиаторная составляющая напряжения зависит от координаты x.

На рис. 4.22 в качестве примера для одного из вариантов, представленных в табл. 4.2, показаны распределения нормальных напряжений вдоль щели на ее стенке. Аналогичные графики можно получить и для других сочетаний температур и скоростей сдвига из табл. 4.2. и 4.3.

Как видно из рис. 4.22, нормальные напряжения вдоль щели имеют линейное распределение, что соответствует углу наклона в 45°.

Построение зависимостей на рис. 4.22 в двойных логарифмических координатах позволяет с большой точностью найти давление на выходе, которое необходимо знать для определения первой разности нормальных напряжений.

На рис. 4.23 и рис. 4.24 приведены кривые течения для исследуемых материалов, из которых видно, что напряжения сдвига подчиняются степенному закону:

$$\tau_b = c_1\dot{\gamma}^{n_1}. \qquad (4.218)$$

Численные значения материальных констант c_1 и n_1, полученных из кривых течения с учетом выражения (4.218), приведены в табл. 4.4.

Для определения материальных констант, характеризующих первую разность нормальных напряжений, использовали выражение (4.153). Результаты по давлению на выходе приведены в табл. 4.2. и 4.3. Кривые

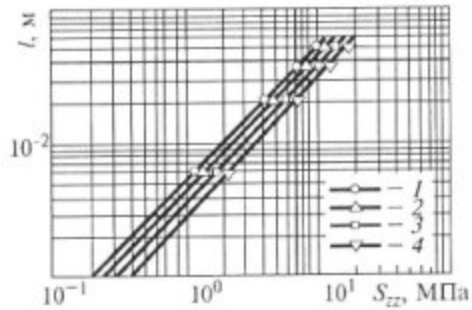


Рис. 4.22. Распределение нормальных напряжений на стенке щелевого реометра для четвертого датчика при $\dot{\gamma}$ = = 1000 c^{-1} и следующих значениях температуры:

1 – 433 K; *2* – 453 K; *3* – 473 K; *4* – 493 K

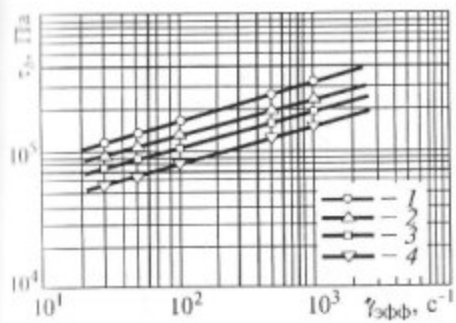


Рис. 4.23. Зависимость напряжения сдвига от скорости сдвига для ПЭНД при следующих значениях температуры:

1 – 433 K; *2* – 453 K; *3* – 473 K; *4* – 493 K

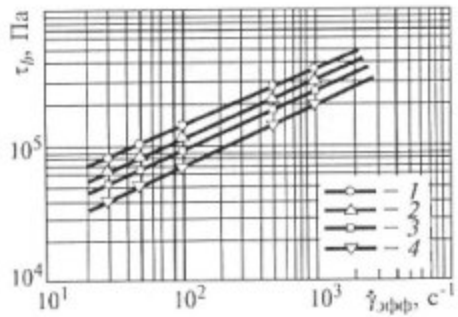


Рис. 4.24. Зависимость напряжения сдвига от скорости сдвига для полистирола при следующих значениях температуры:

1 – 453 K; *2* – 473 K; *3* – 493 K; *4* – 513 K

Таблица 4.4. **Материальные константы исследованных расплавов полимеров, описываемых степенным законом**

Материал	T, К	$c_1 \cdot 10^{-4}$, $\frac{\text{Н} \cdot \text{с}^{n_1}}{\text{м}^2}$	n_1	$c_2 \cdot 10^{-4}$, $\frac{\text{Н} \cdot \text{с}^{n_2}}{\text{м}^2}$	n_2
Полиэтилен низкого давления	433	1.85	0,42	3.44	0,42
	453	1.49	0,42	2.83	0,42
	473	1.23	0,42	2.38	0,42
	493	1.06	0,42	2.00	0,42
Полистирол	493	4.54	0,27	9.32	0,25
	473	3.47	0,27	7.15	0,25
	493	2.97	0,27	6.11	0,25
	513	2.27	0,27	4.67	0,25

зависимости первой разности нормальных напряжений от скорости сдвига приведены на рис. 4.25 и 4.26. Из приведенных графиков следует, что первая разность нормальных напряжений, так же как и напряжение сдвига, удовлетворяет степенному закону. Следовательно, можно записать:

$$\left(S_{xx} - S_{yy}\right)b = c_2 \dot{\gamma}^{n_1}. \qquad (4.219)$$

Материальные константы c_2 и n_2 сведены в табл. 4.4. Как следует из приведенных здесь данных, для полиэтилена низкого давления показатели степени в степенных соотношениях, описываю-

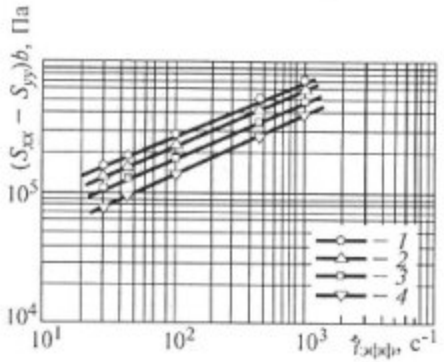


Рис. 4.25. Зависимость первой разности нормальных напряжений от скорости сдвига для ПЭНД при следующих значениях температуры:

1 – 433 К; *2* – 453 К; *3* – 473 К; *4* – 493 К

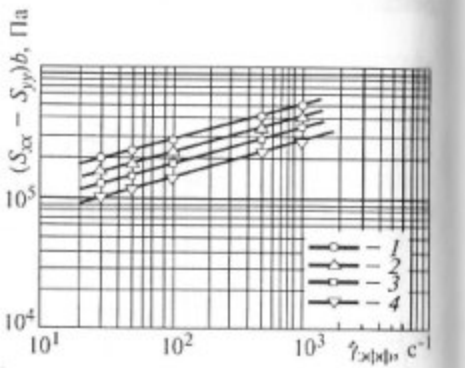


Рис. 4.26. Зависимость первой разности нормальных напряжений от скорости сдвига для полистирола при следующих температурах:

1 – 453 К; *2* – 473 К; *3* – 493 К; *4* – 513 К

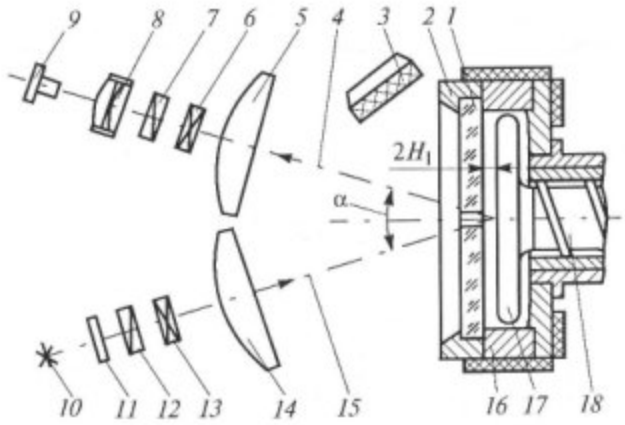


Рис. 4.27. Схема экспериментальной установки для исследования напряженно-деформированного состояния расплавов полимеров методом двойного лучепреломления

щих как напряжение сдвига, так и первую разность нормальных напряжений, одинаковы. Для полистирола наблюдается некоторое отклонение в показателях степени n_1 и n_2.

Материальные константы, характеризующие вторую разность нормальных напряжений, определялись на экспериментальной установке с модификацией рабочего узла, изображенного на рис. 4.27.

При этом использовался второй вариант, приведенный в разделе 4.4.3. Распределение отношений второй разности нормальных напряжений к первой в зависимости от скорости сдвига приведено на рис. 4.28. Из приведенных на рис. 4.28 результатов видно, что отношение второй разности нормальных напряжений к первой остается практически постоянным для всего диапазона исследуемых скоростей сдвига. Данное соотношение наблюдается и при других температурах.

Значения материальных констант для исследованных полимерных жидкостей, описываемых моделью для модифицированной жидкости второго порядка, с учетом выражений (4.33) приведены в табл. 4.5.

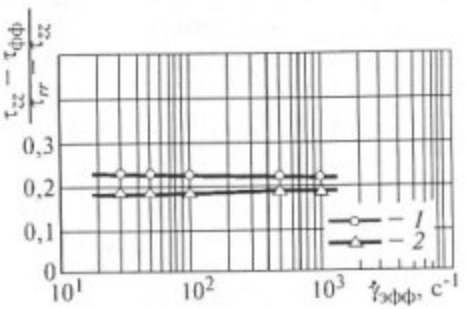


Рис. 4.28. Зависимость отношения второй разности нормальных напряжений к первой от скорости сдвига при температуре 473 К:

1 – полистирол; *2* – ПЭНД

Таблица 4.5. **Материальные константы исследованных расплавов полимеров, описываемых моделью для модифицированной жидкости второго порядка**

Полимер	T, К	m_1	m_2	m_3	$k_1 \cdot 10^{-4}$, $\frac{\text{Н} \cdot \text{с}^{m_1+1}}{\text{м}^2}$	$k_2 \cdot 10^{-4}$, $\frac{\text{Н} \cdot \text{с}^{m_2+1}}{\text{м}^2}$	$k_3 \cdot 10^{-4}$, $\frac{\text{Н} \cdot \text{с}^{m_3+1}}{\text{м}^2}$
Полиэтилен низкого давления	433	–0,58	–1,58	–1,58	1,85	2,80	1,72
	453	–0,58	–1,58	–1,58	1,49	2,32	1,42
	473	–0,58	–1,58	–1,58	1,23	1,95	1,19
	493	–0,58	–1,58	–1,58	1,06	1,64	1,00
Полистирол	453	–0,73	–1,75	–1,75	4,54	6,53	4,66
	453	–0,73	–1,75	–1,75	3,47	5,01	3,58
	493	–0,73	–1,75	–1,75	2,97	4,88	3,06
	513	–0,73	–1,75	–1,75	2,27	3,73	2,34

4.5.7. ИССЛЕДОВАНИЕ НАПРЯЖЕННО-ДЕФОРМИРОВАННОГО СОСТОЯНИЯ РАСПЛАВОВ ПОЛИМЕРОВ

Цель данных исследований заключалась в получении картины напряжений в дисковом зазоре и определении в нем суммарной деформации, являющейся критерием качества смешения в зоне переработки.

Данные эксперименты проводились при помощи метода двойного лучепреломления, для чего экспериментальная установка дополнительно снабжалась оптическим устройством. Схема измерительной части экспериментальной установки показана на рис. 4.27. В качестве неподвижного диска *1* использовано кварцевое стекло толщиной 20 мм, которое крепится к переходному кольцу *16* посредством фланца *2*.

Оптическое устройство включает следующие элементы: источник света *10*, светофильтр *11*, поляризатор *12*, пластинки толщиной в четверть волны *6* и *13*, линзы *5* и *14*, анализатор *7*, конденсатор *8*, регистрирующий элемент *9*, в качестве которого использовался зеркальный фотоаппарат.

Для исследования напряженного состояния использован *V*-образный принцип отраженного света. При этом для получения интерференционной картины в плоскости диска угол α между падающим *15* и отраженным *4* лучами составлял 7°.

Проведение экспериментов осуществлялось с использованием красного светофильтра, что позволяло получить монохроматический свет с длиной волны $\lambda_b = 0{,}64$ мкм. Для поддержания необходимой температуры наружного по отношению к рабочей зоне торца стеклянного неподвижного диска *1* был установлен тепловой вентилятор *3*.

Конструкцией рабочего органа предусмотрено крепление диска *17* не только к шнеку *18*, но и к переходному кольцу *16* с соответствующими проточками. В этом случае диск *17* не вращался, что позволяло использовать данную конструкцию для определения отношения второй разности нормальных напряжений к первой по методике, изложенной для второго варианта в разделе 4.4.3. При этом проводили дополнительное просвечивание под углом $\alpha = 90°$. Однако следует отметить, что если при просвечивании под углом $\alpha = 7°$ световой поток распространяется по всему полю диска, то при дополнительном просвечивании под углом $\alpha = 90°$ на диск направляется узкий пучок шириной, равной диаметру диска, при высоте, равной высоте междискового зазора.

На рис. 4.29 в качестве примера приведены интерференционные картины для полистирола при просвечивании под углом $\alpha = 7°$. При этом на рис. 4.29 представлены только картины полос, полученные при световом потоке круговой поляризации и характеризующие геометрическое место точек с одинаковой разностью главных нормальных напряжений. Как видно из приведенных рисунков, полосы расположены в виде концентрических окружностей, что подтверждает симметричность течения относительно угловой координаты.

Рис. 4.29 получен при плоскополяризованном свете, т. е. при отсутствии пластинок толщиной в четверть волны. В этом случае на картину полос накладываются изоклины, имеющие вид крестов с изогнутым участком у выходного отверстия. Следует напомнить, что изоклины представляют собой совокупность точек, характеризующих одинаковое направление главных нормальных напряжений.

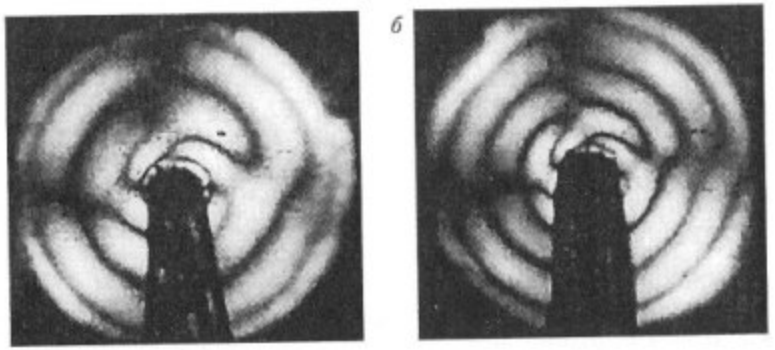


Рис. 4.29. Интерференционные картины, полученные для расплава полистирола при световом потоке плоской поляризации при следующих параметрах:

$2H_1 = 0{,}01$ м; $d_n = 0{,}008$ м; $R_2 = 0{,}05$ м;
а — $\omega = 3{,}8$ с$^{-1}$; *б* — $\omega = 8{,}2$ с$^{-1}$

На представленных рисунках изоклины соответствуют нулевым параметрам, что получается в том случае, когда ось поляризатора направлена горизонтально, а ось анализатора — вертикально.

Так как для определения касательных и разности нормальных напряжений в каждой точке исследуемого элемента среды необходимо знать параметр изоклины χ_z, то изоклины снимались через каждые 5° при совместном вращении поляризатора и анализатора против часовой стрелки.

На основании уравнений (4.187) и (4.194) получены следующие формулы для расшифровки интерференционных картин:

$$\tau_{rr} - \tau_{\varphi\varphi} = \frac{\lambda_b n_z}{4H_1 c}\cos 2(\chi_z - \varphi); \qquad (4.220)$$

$$\tau_{r\varphi} = \frac{\lambda_b n_z}{8H_1 c}\sin 2(\chi_z - \varphi). \qquad (4.221)$$

Оптический коэффициент напряжений для полистирола составляет $c = -4{,}2\cdot 10^{-9}$ м^2/Н.

Графики распределения разности нормальных напряжений представлены на рис. 4.30, а касательных напряжений — на рис. 4.31.

Из рис. 4.30 видно, что после первоначального роста разности нормальных напряжений происходит ее интенсивное падение (вплоть до нуля, по экспериментальным данным) на некотором расстоянии от выходного отверстия $r_{вых}$. Пройдя через минимум, разность нормальных напряжений возрастает, причем с увеличением угловой скорости растет и абсолютное значение разности нормальных напряжений.

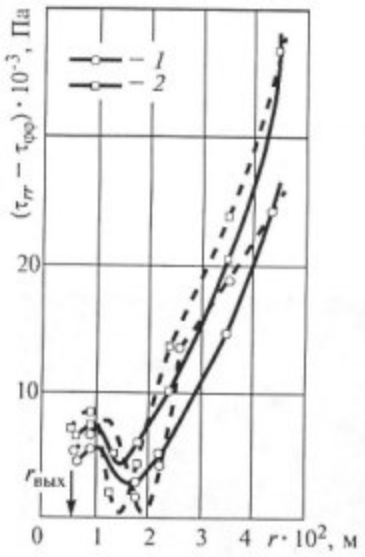


Рис. 4.30. Зависимость разности нормальных напряжений от радиуса диска для полистирола при следующих параметрах:

$2H_1 = 0{,}01$ м; $d_n = 0{,}008$ м; $R_2 = 0{,}05$ м;

1 — $\omega = 3{,}8$ с$^{-1}$; *2* — $\omega = 8{,}2$ с$^{-1}$; —— теория; ——— эксперимент

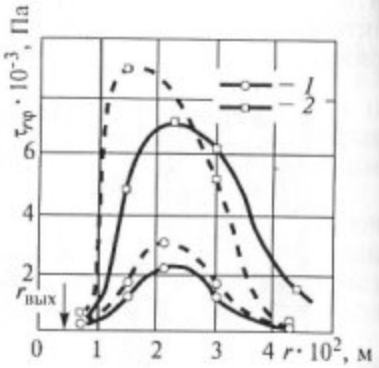


Рис. 4.31. Зависимость касательных напряжений от радиуса диска для полистирола при следующих параметрах:

$2H_1 = 0{,}01$ м; $d_n = 0{,}008$ м; $R_2 = 0{,}05$ м;

1 — $\omega = 3{,}8$ с$^{-1}$; *2* — $\omega = 8{,}2$ с$^{-1}$; —— теория; ——— эксперимент

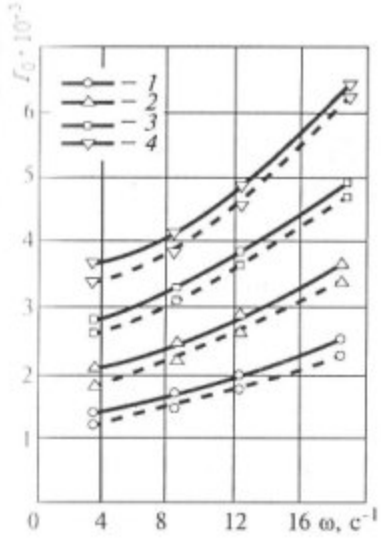


Рис. 4.32. Зависимость обобщенной деформации сдвига Γ_0 от угловой скорости ω для полистирола при следующих параметрах:

$2H_1 = 0{,}006$ м; $Re_\omega/Re_Q(R_2$, м):

1 — 118(0,05); *2* — 172(0,06); *3* — 234(0,07); *4* — 306(0,08); —— теория; ——— эксперимент

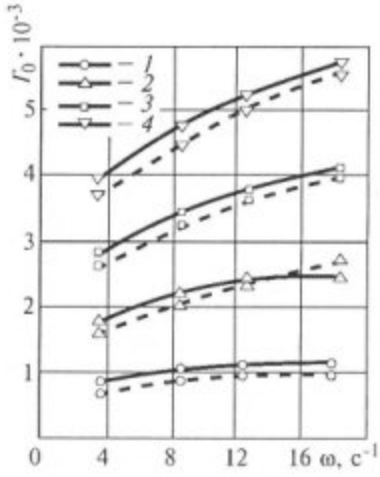


Рис. 4.33. Зависимость обобщенной деформации сдвига Γ_0 от угловой скорости ω при следующих параметрах:

$R_2 = 0{,}07$ м; $Re_\omega/Re_Q(2H_1$, м):

1 — 7(0,002); *2* — 64(0,004); *3* — 234(0,006); *4* — 585(0,008); ——— теория; ——— эксперимент

Для касательных напряжений наблюдается другая картина. Как видно из рис. 4.31, на определенном расстоянии от выходного отверстия величина касательных напряжений проходит через максимум, после чего происходит уменьшение ее вплоть до наружного радиуса диска.

На рис. 4.32 и рис. 4.33 представлены зависимости обобщенной деформации сдвига от различных параметров экструзии, полученные из интерференционных картин с использованием уравнения (4.144).

Полученные результаты показывают, что интенсивность смешения, выраженная через обобщенную деформацию сдвига Γ_0, зависит от сочетания четырех основных факторов: угловой скорости диска ω; радиуса диска R_z; междискового зазора $2H_1$; напорного потока Q.

Следует отметить, что величина обобщенной деформации сдвига и ее градиент возрастают при соответствующем увеличении радиуса диска и междискового зазора.

Увеличение угловой скорости диска также повышает значение r_0. При этом следует заметить, что если рост R_z способствует изменению градиента обобщенной деформации сдвига в сторону увеличения, то рост $2H_1$ — изменению в сторону уменьшения.

Глава 5

ФОРМУЮЩИЕ ИНСТРУМЕНТЫ ЭКСТРУДЕРОВ И ИХ РАСЧЕТ

Важной составной частью экструзионного оборудования для переработки пластмасс является его технологическая оснастка. При переработке полимерных материалов методом экструзии качество изделий и их прочностные свойства во многом зависят от правильного выбора геометрии формующей полости и подводящих каналов технологической оснастки — формующих инструментов экструдеров. Специфическими свойствами расплавов полимеров (неньютоновский характер течения, вязкоупругие свойства и т. д.) объясняются особенности конструирования и расчета формующих инструментов экструдеров. Так, без учета вязкоупругих свойств расплавов нельзя выбрать оптимальную конфигурацию оформляющей полости формующих инструментов для получения профильных изделий методом экструзии.

Назначение формующего инструмента — формование расплава полимера, поступающего из экструдера, в непрерывное изделие с постоянным (реже — переменным) поперечным сечением заданной формы. Формующий инструмент крепится непосредственно к экструдеру, нагнетающему расплав полимера под необходимым давлением с заданными скоростью и температурой.

Экструзионная головка представляет собой отдельный сменный конструктивный элемент. В ней закреплены детали, составляющие непосредственно формующий инструмент, называемый *мундштуком*.

Назначение экструзионной головки — направление выходящего из цилиндра экструдера гомогенизированного расплава полимера к выходному формующему каналу.

В зависимости от сопротивления и развиваемого давления различают экструзионные головки низкого давления (до 4 МПа), среднего давления (от 4 до 10 МПа) и высокого давления (свыше 10 МПа).

По виду получаемых изделий головки делят на: плоскощелевые (для получения листов и плоских пленок), для получения труб и рукавных заготовок (в производстве рукавных пленок и выдувных объемных изделий – бутылок, канистр, баков и т.д.), для получения профильных изделий из полимерных материалов, для нанесения покрытий на кабели.

В зависимости от направления движения экструдируемого материала головки классифицируют на прямоточные и угловые.

В прямоточных головках направление потока расплава полимера совпадает с осью шнека, и их применяют для грануляции материала, в производстве труб, шлангов, листов и других профильных изделий.

В угловых головках (поперечных) расплав полимера течет обычно перпендикулярно оси шнека. Такие головки используют при нанесении изоляции на провода, получении рукавных пленок, объемных изделий и др. Иногда угол поворота потока расплава полимера в головке может быть не равен 90°. Такие головки чаще всего применяют в кабельных производствах.

Расчеты экструзионных головок базируются на реологических свойствах полимерных материалов. Следовательно, без знания реологических свойств невозможен расчет экструзионных головок.

5.1. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ФОРМУЮЩЕГО ИНСТРУМЕНТА

Цель гидравлического расчета — определить зависимость между перепадом давления по длине канала, производительностью и геометрическими размерами канала. Поскольку размеры сечения канала определяются формой изделия и, очевидно, в расчете принимаются неизменными, гидравлическим расчетом определяется для конкретного мундштука связь перепада давления, производительности и длины оформляющего канала. Эти величины для ньютоновской жидкости связаны простым соотношением:

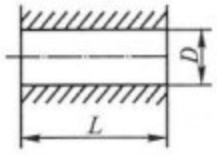
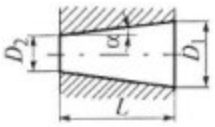
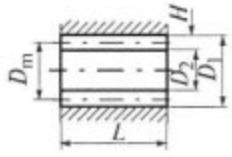
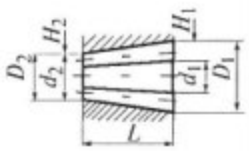
$$Q = \frac{K_f \Delta p}{\mu}, \qquad (5.1)$$

где Q — объемный расход; Δp — перепад давления по длине канала; μ – вязкость; K_f — коэффициент геометрической формы канала.

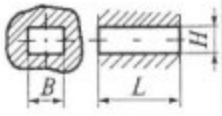
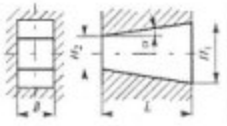
Для расплавов полимеров можно применить «кажущуюся вязкость» (см. главу 1), вычисленную для канала той же формы, что и форма подлежащего расчету канала, так как для сечений различной формы разным будет значение реологической константы. Некоторая неточность такого расчета очевидна, так как для неньютоновской жидкости любой выбранный коэффициент вязкости будет всего лишь усредненным по отношению к эффективной вязкости, зависящей от градиента скорости. Однако этот упрощенный метод можно рекомендовать как проектный для конструкторов, занимающихся проектированием и расчетом экструзионных головок. Коэффициенты геометрической формы приводятся в работах [2, 3].

Ниже, в табл. 5.1 приведены уравнения для расчета скоростей сдвига $\dot{\gamma}$, коэффициентов геометрической формы K_f и перепадов давления Δp при течении ньютоновской и степенной жидкостей через каналы различной геометрии.

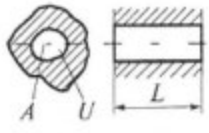
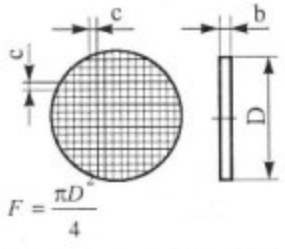
Таблица 5.1. **Уравнения для расчета скоростей сдвига $\dot{\gamma}$, коэффициентов геометрической формы канала K_f и перепадов давления Δp при течении ньютоновской и степенной жидкостей через каналы различной геометрии**

Геометрия канала	Тип жидкости	$\dot{\gamma}$	K_f	Δp
1. Цилиндрический канал 	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\frac{32Q}{\pi D^3}$	$K_f=\frac{128L}{\pi D^4}$	$\Delta p=\frac{128QL\mu}{\pi D^4}$
	Степенная $\dot{\gamma}=a\tau^k$	$\dot{\gamma}=\frac{8Q(k+3)}{\pi D^3}$	$K_f=\frac{2^{2k+3}(k+3)\ L^k}{\pi D^{k+3}}$	$\Delta p=\frac{L}{D\frac{(k+3)}{k}}\times$ $\times\left[\frac{2^{2k+3}(k+3)\ Q}{\pi\ a}\right]^{\frac{1}{k}}$
2. Круглый конический канал 	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\frac{256Q}{\pi\ (D_1+D_2)^3}$	$K_f=\frac{128\left(D_1^2+D_1D_2+D_2^2\right)L}{3\pi\ D_1^3\ D_2^3}$	$\Delta p=\frac{64Q\mu}{3\pi\mathrm{tg}\alpha}\left(\frac{1}{D_2^3}-\frac{1}{D_1^3}\right)$
	Степенная	$\dot{\gamma}=\frac{64Q\left(k+3\right)}{\pi(D_1+D_2)^3}$	$K_f=\frac{(k+3)(2L)^k}{\pi\left(\frac{D_2}{2}\right)^{k+3}\left[\frac{3\left(\frac{D_1}{D_2}-1\right)}{1-\left(\frac{D_2}{D_1}\right)^3}\right]^{\frac{k+3}{4}}}$	$\Delta p=\frac{2L}{\left(\frac{D_2}{2}\right)^{\frac{k+3}{k}}}\left[\frac{(k+3)Q}{k\dot{\gamma}\pi\frac{3(D_1/D_2-1)^{\frac{k+3}{4}}}{1-(D_2/D_1)^3}}\right.$
3. Цилиндрический кольцевой канал 	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\frac{6Q}{\pi D_m H^2}$	$K_f=\frac{12L}{\pi D_m H^3}$	$\Delta p=\frac{12\ \mu\ Q\ L}{\pi D_m H^3}$
	Степенная	$\dot{\gamma}=\frac{8Q(k+2)}{\pi(D_1^2-D_2^2)H}$	$K_f=\frac{(k+2)2^{k+1}L^k}{\pi D_m H^{k+2}}$	$\Delta p=L\left[\frac{2^{k+1}\ Q\ (k+2)}{\pi D_m H^{k+2}\ a}\right]^{\frac{1}{k}}$
4. Конический кольцевой канал 	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\frac{48Q}{\pi\ \left(D_{1m}+D_{2m}\right)\left(H_1+H_2\right)^2}$; $D_{1m}=d_1+H_1$; $D_{2m}=d_2+H_2$	$K_f=\frac{12LM}{\left(D_{1m}H_2-D_{2m}H_1\right)^2}$; $M=\frac{2{,}3\ (D_{1m}-D_{2m})^2}{\pi(D_{1m}H_2-D_{2m}H_1)^2}\times$ $\times\lg\frac{D_{1m}H_2}{D_{2m}H_1}-$ $-\frac{(D_{1m}-D_{2m})(H_1-H_2)}{(D_{1m}H_2-D_{2m}H_1)H_1H_2}-$ $-\frac{H_1^2-H_2^2}{2H_1^2H_2^2}$	$\Delta p=\frac{12\mu QLM}{\pi\left(D_{1m}H_2-D_{2m}H_1\right)}$

Продолжение

Геометрия канала	Тип жидкости	$\dot{\gamma}$	K_f	Δp
	Степенная	$\dot{\gamma}=\dfrac{16Q(k+2)}{\pi(D_{1m}+D_{2m})(H_1+H_2)^2}$	Расчет K_f по варианту № 3	Расчет Δp по варианту № 3
5. Плоская щель 	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\dfrac{6Q}{BH^2}$	$K_f=\dfrac{12L}{BH^3}$	$\Delta p=\dfrac{12\mu QL}{BH^3}$
	Степенная	$\dot{\gamma}=\dfrac{2Q(k+3)}{BH^2}$	$K_f=\dfrac{(k+2)^{2k+1}L^k}{BH^{k+2}}$	$\Delta p=L\left[\dfrac{(k+2)2^{k+1}Q}{BH^{k+2}\alpha\dot{\gamma}}\right]^{\frac{1}{k}}$
6. Коническая плоская щель 	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\dfrac{12Q}{B(H_1+H_2)^2}$	$k_f=\dfrac{6L(H_1+H_2)}{B\,H_1^2\,H_2^2}$	$\Delta p=\dfrac{3\mu Q}{B\mathrm{tg}\alpha}\left(\dfrac{1}{H_2^2}-\dfrac{1}{H_1^2}\right)$
	Степенная	$\dot{\gamma}=\dfrac{4Q(k+2)}{B(H_1+H_2)^2}$	$K_f=\left(\dfrac{k(2+k)^{\frac{1}{k}}}{2\mathrm{tg}\,\alpha\cdot(2B)^{\frac{1}{k}}}\right)^k\times\left[\left(\dfrac{2}{H_2}\right)^{\frac{2}{k}}-\left(\dfrac{2}{H_1}\right)^{\frac{2}{k}}\right]^k$	$\Delta p=\dfrac{k(2+k)^{\frac{1}{k}}}{2\mathrm{tg}\alpha\cdot k\dot{\gamma}_k^{\frac{1}{k}}}\left(\dfrac{Q}{2B}\right)^{\frac{1}{k}}\times\left[\left(\dfrac{2}{H_2}\right)^{\frac{2}{k}}-\left(\dfrac{2}{H_1}\right)^{\frac{2}{k}}\right]^k$

Продолжение

7. Канал произвольной формы  A – площадь сечения; U – периметр	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\dfrac{2QU}{A^2}$	$K_f=\dfrac{2LU^2}{A^3}$	$\Delta p=\dfrac{2\mu QLU^2}{A^3}$
	Степенная	$\dot{\gamma}=\dfrac{(k+3)QU^{1+k-\frac{1}{k}}}{2^{1+\frac{1}{k}}A^{2+k-\frac{1}{k}}}$	$K_f=\dfrac{(k+3)U^{1+k}L^k}{2A^{k+2}}$	$\Delta p=L\left[\dfrac{(k+3)U^{k+1}Q}{2k\dot{\gamma}A^{k+2}}\right]^{\frac{1}{k}}$
8. Перфорированное сито  $F=\dfrac{\pi D^2}{4}$	Ньютоновская	$\dot{\gamma}=\dfrac{6Q}{c^3F}$	$K_f=\dfrac{12L}{c^4F}$	$\Delta p=\dfrac{12QL\mu}{c^4F}$
	Степенная	$\dot{\gamma}=\dfrac{2Q(k+2)}{c^3F}$	$K_f=\dfrac{2^{k+1}(k+2)\,L^k}{c^{k+3}F}$	$\Delta p=L\left[\dfrac{2^{k+1}\cdot Q(k+2)}{k\dot{\gamma}c^{k+3}F}\right]^{\frac{1}{k}}$

5.2. КОНСТРУКЦИИ ЭКСТРУЗИОННЫХ ГОЛОВОК

5.2.1. ФИЛЬТРУЮЩИЕ УСТРОЙСТВА ЭКСТРУЗИОННЫХ ГОЛОВОК

Составной частью большинства экструзионных головок (рис. 5.1) является решетка *4*, устанавливаемая на входе в формующий инструмент *1*, который крепится к цилиндру *2* экструдера. Решетка создает дополнительное гидравлическое сопротивление потоку, что улучшает гомогенизацию (перемешивание) расплава полимера. К решетке крепится пакет сит *3* с определенными размерами ячеек, который выполняет функцию фильтра, предохраняющего от попадания инородных включений в экструзионную головку. Кроме того, с помощью сменных решеток с отверстиями разных диаметров можно изменять диапазон производительности экструдера, когда возможности регулирования скорости вращения шнека ограничены.

От качества фильтрующей решетки зависит надежность работы всего экструзионного агрегата, а способ ее очистки влияет на продолжительность непрерывной работы и время простоя. Особое значение конструкции фильтрующих решеток имеют в экструзионных установках для гранулирования порошкообразных полимерных материалов, а также в установках для переработки вторичных полимерных материалов, в которых вероятность загрязнения особенно велика.

Фильтрующие решетки не рекомендуется применять в установках для переработки термочувствительных полимеров, так как из-за создания дополнительных застойных («мертвых») зон резко увеличивается вероятность термического разложения полимеров.

Обычно применяемые в экструдерах фильтрующие решетки имеют сравнительно небольшую площадь фильтрующей поверхности, равную площади внутреннего сечения цилиндра. Для увеличения площади фильтрации применяют фильтрующие устройства специальных конструкций, принцип работы которых рассматривается ниже.

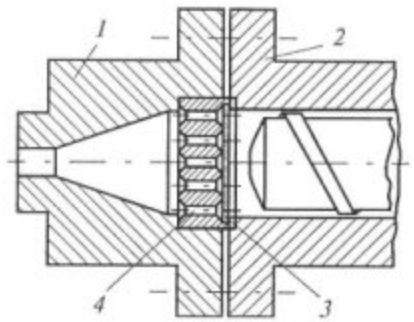


Рис. 5.1. Составные части экструзионных головок

После засорения фильтра весь агрегат останавливается, головку демонтируют, заменяют фильтрующие элементы, после чего приходится заново настраивать оборудование на заданный режим работы.

Для уменьшения времени простоя оборудования, увеличения его производительности и умень-

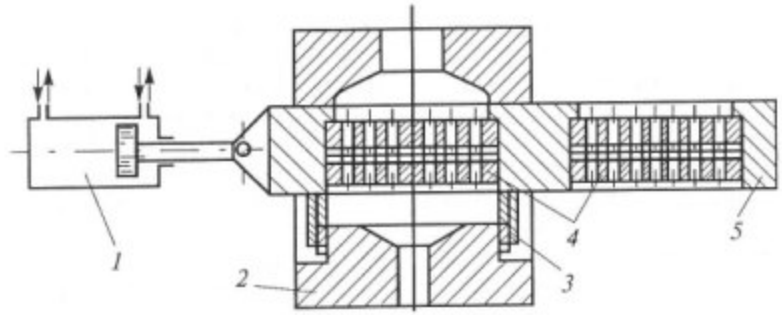


Рис. 5.2. Фильтр со сменными фильтрующими элементами

шения потерь полимерных материалов, связанных с заменой фильтрующих элементов и перезаправкой вспомогательного (комплектующего) оборудования, применяют исходный материал высокой чистоты. Поэтому простые фильтры малопригодны для работы в установках при переработке вторичных полимерных материалов. Вообще простые фильтрующие решетки по периодичности действия не соответствуют непрерывному процессу экструзии. В связи с этим в настоящее время предложено большое число фильтрующих устройств, обеспечивающих непрерывность работы экструзионных машин. Эти фильтры можно разделить на три принципиально отличающиеся друг от друга группы: фильтры со сменными фильтрующими элементами, фильтры с периодической промывкой фильтрующих элементов и фильтры с непрерывной промывкой фильтрующих элементов.

На рис. 5.2 приведена принципиальная схема фильтра первой группы. На плите *5* расположены два фильтрующих элемента *4*, которые работают поочередно. Плита *5* с решетками *4* смонтирована на головке *2*, причем регулировка усилия прижима плиты к корпусу головки осуществляется гайкой *3*. После засорения одного из фильтрующих элементов плита с помощью пневмо- или гидроцилиндра *1* перемещается и вводит в работу второй элемент. Перемещение плиты осуществляется при ослаблении затяжки гайки *3*. Отработанный фильтрующий элемент удаляют, а на его место устанавливают комплект с новым пакетом сит, после чего гайка *3* затягивается. После засорения другого элемента цикл повторяется.

Возможность засорения фильтров указанного типа, следовательно, и продолжительность работы агрегата зависят в основном от загрязненности исходного полимера и плотности пакета сит. Обычно продолжительность работы фильтра составляет от 5 до 24 ч. Время переключения потока расплава полимера с засоренного фильтрующего элемента на новый не превышает 15 с.

Одним из недостатков конструкции фильтров со сменными фильтрующими элементами является сложность их обслуживания. Например, замена отработанного фильтрующего элемента обычно осуществляется при температурах переработки полимеров. Поэтому перед переключением элемента необходимо тщательно очистить плиту от приставшего расплава, а для предотвращения остановки экструдера полностью удалить застывший полимер из отверстий опорных решеток. Кроме того, необходимо следить за ростом давления и производить переключение, когда оно достигает предельного значения. Часто в конструкциях этих фильтров замена фильтрующего элемента связана с прорывом фильтрующих сит. Другим недостатком этих конструкций является циклическое изменение давления расплава на конце шнека — от минимального значения при установке нового фильтрующего элемента до максимального, когда элемент считается полностью засоренным. Такое изменение давления влечет за собой нестабильность работы экструдера и прежде всего приводит к колебаниям производительности. К недостаткам указанных фильтров следует отнести также и необходимость перезаправки комплектующего оборудования после смены фильтрующих элементов.

На рис. 5.3 приведена схема рабочих положений фильтра с периодической очисткой фильтрующих элементов.

В конструкции этих фильтров при засорении одного из элементов поток расплава с помощью распределительного крана направляется через другой элемент, в котором происходит очистка расплава. Основная часть очищенного расплава поступает в экструзионную головку, а небольшая часть его возвращается и проходит через загрязненный фильтрующий элемент в противоположном направлении (рис. 5.3, *в*). При этом происходит отмывка элемента от задержанных и осевших на нем инородных частиц. Грязный расплав отводится из фильтра через сливное отверстие.

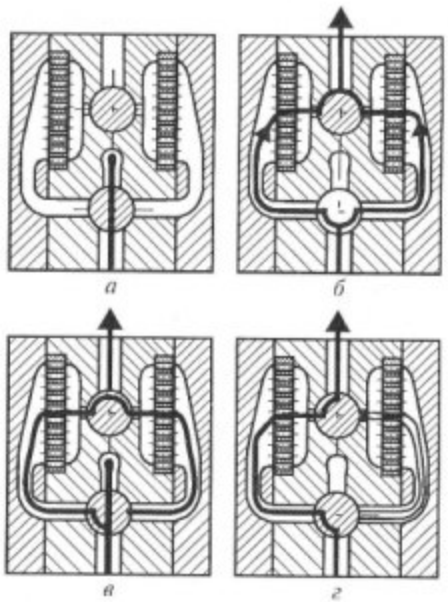


Рис. 5.3. Схема рабочих положений фильтра с периодической очисткой фильтрующих элементов

В этих фильтрах с помощью кранов осуществляется шесть рабочих операций. Вначале весь поток расплава из экструдера отводится через сливное отверстие (рис. 5.3, *а*), что особенно

важно и необходимо в период запуска экструдера, когда после разогрева установки выдавливается разложившийся материал, который может быстро засорить фильтрующие элементы. После этого поток расплава полимера из экструдера проходит через оба фильтрующих элемента (рис. 5.3, *б*) (путь расплава полимера на рис. 5.3 обозначен жирной линией). Такая работа фильтра обусловлена тем, что засорение его происходит в течение нескольких часов, а отмывается он в течение нескольких минут. При засорении поток расплава направляется через один из фильтрующих элементов, а второй в это время отмывается (рис. 5.3, *в*). После очередной промывки обоих элементов поток расплава снова фильтруется через оба фильтра (рис. 5.3, *б*). Такая конструкция дает возможность снять засоренный фильтрующий элемент (рис. 5.3, *г*) и заменить его комплектом с новым пакетом сит, а также установить фильтрующий элемент с иной плотностью пакета сит при переходе на другой вид работы без остановки экструзионного оборудования. Переключение фильтра из одного положения в другое осуществляется без разрыва потока расплава полимера в формующем инструменте и происходит в течение нескольких секунд.

Фильтры, работающие по данному принципу, обеспечивают непрерывную работу экструдера в течение длительного времени, без остановки для перезагрузки комплектующего оборудования.

Недостатками таких фильтров являются сложность в эксплуатации, а также цикличный характер изменения давления расплава в головке и связанная с этим пульсация производительности.

На рис. 5.4 показан фильтр с непрерывной промывкой фильтрующего элемента, который состоит из корпуса *1*, *2* и фильтра *3*, вращаемого ротором *4*. В этой конструкции фильтрующий элемент *3* вращается от индивидуального электропривода. Фильтр работает следующим образом: расплав из экструдера по каналу *A* проходит область фильтрующего элемента *3*, где очищается от ча-

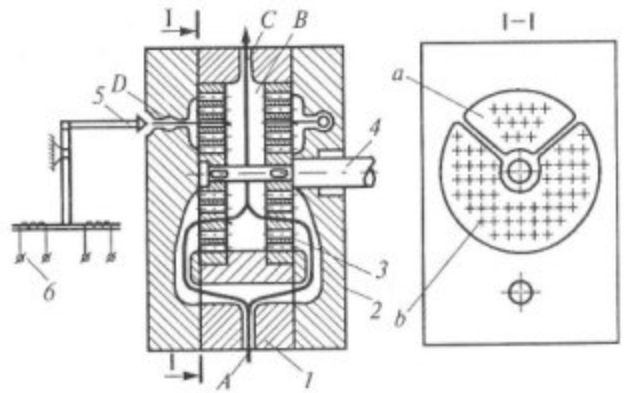


Рис. 5.4. Фильтр с непрерывной промывкой фильтрующих элементов

стиц инородных включений и нерасплавленных частиц полимера. Эти частицы оседают на пакет сит. Очищенный расплав поступает в камеру *B*. Здесь основная часть потока проходит в выходное отверстие *C* и направляется к формующему инструменту экструдера. Другая часть потока очищенного расплава из камеры *B* проходит фильтрующий элемент в области *a* в противоположном направлении. При этом происходит вымывание осевших на сетках посторонних частиц и отмывка фильтрующего элемента. Загрязненный расплав удаляется через канал *D*. Электропривод, вращая фильтрующие решетки, непрерывно вводит в зону фильтрации *b* очищенные, а в зону очистки — загрязненные участки фильтрующего элемента. Таким образом, фильтрация расплава и очистка фильтрующего элемента производятся одновременно и непрерывно. Такая конструкция фильтра позволяет стабилизировать все параметры работы экструдера при полной очистке перерабатываемого материала от инородных включений или нерасплавленных частиц. Скорость вращения диска с фильтрующими элементами определяется из условия, чтобы время прохождения частиц загрязненного расплава от пакета сит до отборочной камеры *D* превышало время прохождения любой точки диска через область очистки *a* фильтрующего элемента. Так, если скорость вращения диска при выбранных геометрических размерах определяется расходом расплава полимера, поступающего на промывку фильтрующих элементов, то при работе экструдера объем сливаемого загрязненного расплава необходимо поддерживать на определенном уровне. Расход расплава полимера на промывку фильтрующих элементов определяется давлением расплава в канале *C* и может регулироваться в пределах 5–10 % от общей производительности экструдера. Для уменьшения расхода расплава полимера на промывку очистку фильтрующего элемента производят периодически. С этой целью сливное отверстие канала *D* перекрывают клапаном *5*, управляемым электромагнитом *6*. Продолжительность промывки элемента и частота циклов устанавливаются оператором в зависимости от загрязненности исходного материала и требований, предъявляемых к чистоте конечного продукта.

Термочувствительные полимеры не могут перерабатываться при работе фильтра с вращающимся диском по периодической схеме, так как при перекрывании входного отверстия канала *D* запорным клапаном *5* образуется застойная область в обратной камере.

5.2.2. ГОЛОВКИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ЛИСТОВ ИЗ ТЕРМОПЛАСТОВ

Для получения листов из термопластов используются плоскощелевые экструзионные головки. В конструкциях таких головок особое внимание уделяется равномерной скорости выхода расплава полимера по ширине щели (оформляющих губок).

По способу подвода расплава к щелевому каналу головки для экструзии листа можно разделить на два типа: головки, в которых расплав полимера из экструдера поступает непосредственно во входную зону щелевого канала, и головки с распределительным каналом.

К головкам первого типа относится представленная на рис. 5.5 конструкция. В данном случае расширяющаяся входная зона *1* переходит в выравнивающую полость *2*, за которой следует формующая щель *3*.

В щелевых головках второго типа расплав подводится к щели по цилиндрическому или овальному каналу (коллектору), расположенному параллельно фронту щели (рис. 5.6). Коллектор присоединяется к экструдеру одним концом или серединой. Коллекторную головку с центральным питанием можно рассматривать как две головки с половинной шириной щели.

В конструкциях плоскощелевых головок необходимо обеспечивать обтекаемую форму рабочих поверхностей и высокую чистоту их обработки, избегать резких переходов от одной поверхности к другой и «мертвых» зон (застойных пространств), которые могут привести к перегреву и даже к разложению полимера.

Для обеспечения равноскоростного выхода расплава полимера по ширине формующей щели необходима такая конструкция головки, чтобы по всем направлениям течения расплава (от конца шнека до выхода из головки) гидравлическое сопротивление было одинаковым.

Если рассматривать простейшую схему плоскощелевой головки *3* (рис. 5.6), состоящую из распределительного (коллекторного) канала *4*, к середине которого подводится поток *1* расплава полимера из экструдера, то можно видеть разность сопротивлений (длин пути) для элементарных струй расплава полимера, вытекающих по средней части и краям формующей щели головки. При этом общее гидравлическое сопротивление протеканию рас-

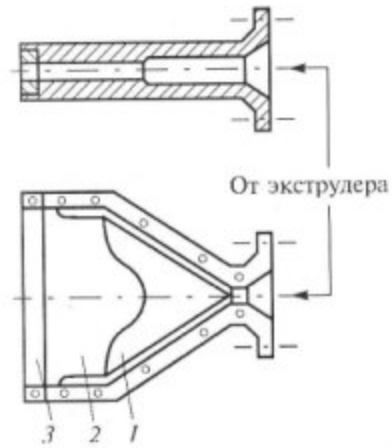


Рис. 5.5. Плоскощелевая головка типа «рыбий хвост»

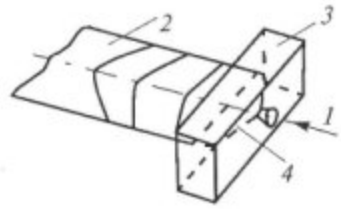


Рис. 5.6. Схема коллекторной головки

плава полимера по краям формующей щели складывается из сопротивления на пути вдоль распределительного канала (коллектора) и сопротивления в плоскощелевом канале. Вытекающий же по центру головки (в направлении стрелки, рис. 5.6) расплав полимера должен преодолеть только сопротивление, образованное плоскощелевым каналом. Следовательно, при постоянной высоте щели следует ожидать небольшого сопротивления потоку расплава в центре головки и, соответственно, большой скорости выхода полимера. Разница в линейных скоростях выхода листа *2* термопласта (рис. 5.6) по ширине головки (искажение профиля скорости по ширине формующей щели показано тремя кривыми по ширине листа *2*) будет наименьшей тогда, когда при незначительном сопротивлении потоку материала в распределительном канале будет наблюдаться большое сопротивление оформляющих губок. С таким явлением мы сталкиваемся в головках для экструзии плоских пленок. В этом случае основное гидравлическое сопротивление оказывают оформляющие губки.

Для выравнивания линейной скорости экструзии применимы следующие способы.

Один способ состоит в том, что для выравнивания гидравлического сопротивления температура головки постепенно повышается, по мере удаления от центра головки к краям щели. При этом, соответственно, уменьшается вязкость расплава, а следовательно, возрастает скорость выхода расплава по мере увеличения температуры по ширине головки. Однако в этом случае практически очень трудно добиться такого распределения температуры по ширине головки, при котором обеспечивалось бы выравнивание линейной скорости экструзии по ширине плоской щели. По этой причине способ не нашел применения в практике.

Сущность другого способа заключается в том, что подводящему каналу придается такая форма, которая обеспечивала бы равенство гидравлических сопротивлений на пути от входа в головку до любой точки щели на выходе. При этом течение массы дросселируется в средней части поперечного сечения или усиливается по краям щели. Такой принцип выравнивания потока применяется в головках, имеющих выравнивающие зоны (см. рис. 5.5), профиль которых подбирается в ходе производственных испытаний. Большим недостатком таких головок является то, что они предназначены для переработки определенного полимерного материала, так как при изменении температуры меняются и вязкостные свойства расплава полимера.

Третий способ выравнивания потока дает возможность приспособить одну и ту же головку для переработки разных полимерных материалов и в разных производственных условиях. Этот способ заключается в применении для выравнивания регулируемых (управляемых) преград — сопротивлений. Так, в качестве регулируемых (дросселирующих) преград применяется призматическая

подпорная планка (рис. 5.7). Принцип действия головки следующий: расплав полимера из цилиндра экструдера *1* поступает в распределительный канал (коллектор) *2*, в котором происходит предварительное выравнивание скорости потока по ширине головки. Окончательное выравнивание производится при помощи упругого призматического элемента *3*, который упруго деформируется завинчиванием регулировочных болтов *6*. Для оформления расплава полимера в лист служат сменные губки *4*, перемещением верхних половин которых болтами *5* регулируется толщина получаемого листа. Тело головки выполнено в виде двух плит *7* и *8*, стянутых крепежными болтами.

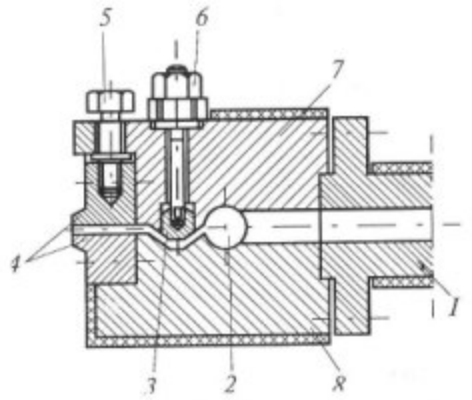


Рис. 5.7. Плоскощелевая головка с призматическим дроссельным элементом

Регулирование скорости потока по ширине головки достигается за счет различного прогиба призматического дроссельного элемента *3*, достигаемого завинчиванием или вывинчиванием регулировочных гаек *6*. При этом по оси симметрии головки скорость потока должна быть уменьшена, а по мере удаления к краям щели — увеличена.

Рассмотренная головка имеет следующие недостатки:

1) не удается достичь полного выравнивания скорости выхода по ширине головки;

2) при упругой деформации призматической планки возникают застойные зоны и создается опасность разложения термочувствительных материалов;

3) возможно затекание материала между дроссельной заслонкой и корпусом головки;

4) при эксплуатации из-за больших усилий, возникающих при деформировании, часто выходят из строя регулировочные винты с гайками.

Для переработки термочувствительных полимеров (например, поливинилхлоридов) недопустимо наличие «мертвых» (застойных) зон. Поэтому для их переработки применяют плоскощелевые головки, в которых отсутствуют застойные зоны. К таким конструкциям относятся головки типа «рыбий хвост» (рис. 5.8), в которых расплав полимера *4* из экструдера поступает в распределительный канал *1*. При этом распределительному каналу придается такая форма сечения, что на входе площадь сечения *b* больше, чем площадь сечения *a* на краю щелевого канала. Благодаря тому, что длина щелевого канала на участке неподвижного сопротивления в

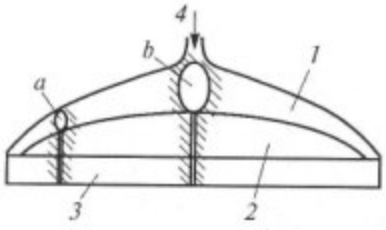


Рис. 5.8. Профиль подводящих каналов в головке типа «рыбий хвост»

виде «рыбьего хвоста» *2* по центру головки, при одинаковой высоте зазора, больше, чем на концах распределительного канала *1*, обеспечивается одинаковая скорость экструзии по ширине головки. Губки *3* обеспечивают более тонкую регулировку скорости потока.

Рассмотрим различные методы расчета плоскощелевых головок равного сопротивления.

Метод изменения длины оформляющих губок. Для расчета плоскощелевых головок необходимо точное знание закономерности истечения расплавов полимеров через эти головки. Однако для неньютоновских жидкостей в настоящее время количественному анализу поддается лишь одномерный поток, имеющий место только в цилиндрических каналах и в плоских щелях бесконечной ширины. Доказано [2], что если ширина щели не менее чем в 13 раз больше ее высоты, то поток через такую щель можно считать одномерным. Так как в применяющихся при производстве листов из термопластов плоскощелевых головках отношение ширины щели к ее высоте намного превышает число 13, то при выводе расчетных уравнений поток через эти головки можно рассматривать как одномерный.

При проектировании и расчете плоскощелевых головок наиболее трудной является задача выравнивания скорости выхода экструдата по ширине головки. В таких головках скорость выхода экструдата по центру выше, чем по краям, а так как экструдат отбирается с одинаковой линейной скоростью по ширине головки, то лист в середине получается толще, чем на краях. Принимая поток через плоскощелевые экструзионные головки одномерным, можно вывести уравнения, позволяющие рассчитать точный профиль подводящего канала, обеспечивающий равенство гидравлических сопротивлений во всех направлениях, от зоны питания головки (входа в головку) до выходной щели. При выводе основных уравнений для расчета и проектирования плоскощелевых экструзионных головок равного сопротивления расплав полимера рассматривается [2] как жидкость, подчиняющаяся степенному закону вида

$$\dot{\gamma} = a\tau^k.$$

Тогда поток через плоскую щель выразится уравнением:

$$Q_0 = \frac{aLh^{k+2}\,p^k}{2^{k+1}(k+2)l^k}, \qquad (5.2)$$

где a и k — реологические константы; p^k — давление на входе в головку; h^{k+2} — высота щели; L — ширина щели, т. е. листа (измеряется в направлении потока через коллектор); l — длина оформляющих губок (измеряется в направлении потока через щель).

Из уравнения (5.2) находим выражение для длины оформляющих губок:

$$l = \left[\frac{aLh^{k+2}}{2^{k+1}(k+2)Q_0}\right]^{\frac{1}{k}} p. \qquad (5.3)$$

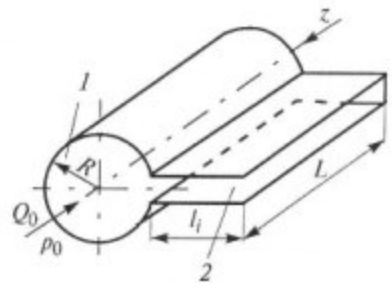


Рис. 5.9. К расчету плоскощелевой головки равного сопротивления

Из последнего выражения видно, что если длина щели (губок) пропорциональна давлению расплава полимера во всех точках по длине головки, то могут быть получены совершенно одинаковые скорости экструзии по ширине головки. Это означает, что производительность на единицу ширины головки постоянна, т. е. dQ_0/dz (z — координата, совпадающая с осью коллектора) становится равной Q_0/L (рис. 5.9). Необходимо найти уравнение, связывающее длину губок l с координатой z, направленной вдоль оси коллектора головки. Из этого уравнения можно было бы получить таблицу величин, связанных зависимостью $l = f(z)$, которая необходима для проектирования головки равного сопротивления. Совместное рассмотрение потока через коллектор *1* и плоскую щель *2* и предположение об одинаковой скорости экструзии по ширине головки приводят к дифференциальному уравнению следующего вида [2]:

$$dl = \left[\frac{(k+3)h^{k+2}}{2\pi R^{k+3}(k+2)}\right]^{\frac{1}{k}}. \qquad (5.4)$$

После интегрирования последнего уравнения в пределах от l до l_i и от z до L и преобразования получим:

$$l = l_i - \left[\frac{(k+3)L^{k+1}h^{k+2}}{2\pi R^{k+3}(k+3)}\right]^{\frac{1}{k}} \frac{k}{k+1}\left[1-\left(\frac{z}{L}\right)^{\frac{k+1}{k}}\right], \qquad (5.5)$$

где l — длина губки в произвольной точке z длины коллектора; z — координатная ось, направленная по оси коллектора в сторону, противоположную потоку расплава полимера; при этом z увеличивается от нуля на глухом конце коллектора до L у зоны питания (на входе в коллектор); l_i — длина губки в зоне питания; R — радиус коллектора.

Уравнение (5.5) показывает изменение длины губок в зависимости от координаты z.

Для проектирования плоскощелевых экструзионных головок равного сопротивления методом изменения длины оформляющих губок можно рекомендовать следующий порядок расчета:

1) задаемся геометрическими размерами коллектора, давлением расплава полимера в зоне питания p_o и производительностью экструдера Q;

2) при известных реологических коэффициентах по уравнению (5.3) находим значение длины губок в зоне питания l_i;

3) подставляя в уравнение (5.5) возрастающие значения z/L, находим значения длины губок l в произвольных точках (рис. 5.9).

Метод изменения высоты щели. Практически только регулирование высоты щели h является наиболее простым средством для достижения равномерного выхода экструдата (листа) по ширине головки, особенно для существующих головок. В таких случаях необходимо точное знание того, какая регулировка высоты щели необходима для достижения равномерной по ширине листа экструзии.

Предполагая, что упругие эффекты отсутствуют, можно легко вывести уравнение для расчета такого соотношения высот щели в центре и в произвольных сечениях по ширине головки, которое обеспечило бы равенство гидравлических сопротивлений для всех элементарных струек расплава полимера. Представим для этого коллекторную плоскощелевую головку как круглую трубу, открытую с одного и закрытую с другого конца, с продольной щелью по всей трубе (рис. 5.7 и 5.9). Допустим, что начало координат находится в бесконечности [2]. Этим самым мы как бы исключаем из рассмотрения влияние боковых стенок подводящего канала. Рассматривая течение расплава полимера через такую головку (рис. 5.9) [2], находим, что элементарный поток в губках (в данной точке ширины головки) равен:

$$q = \frac{azh^{k+2}p^k}{(k+2)2^{k+1}l^k}. \tag{5.6}$$

Предположим, что поток в головке выровнен, т. е. элементарные потоки q в каждом сечении по ширине головки равны друг другу. Тогда $q = \text{const}$ и $\mathrm{d}q/\mathrm{d}z = 0$.

Дифференцированием уравнения (5.6) получим:

$$\frac{\mathrm{d}z}{z} + \frac{\mathrm{d}h^{k+2}}{h^{k+2}} + \frac{\mathrm{d}p^k}{P_k} = 0. \tag{5.7}$$

Принимаем следующие граничные условия: на глухом конце головки $z = z_1 = \infty$; $h = h_1$ и $p = p_1$; на входе в головку (в зоне питания) $z = z_1 + L$; $h = h_o$; $p = p_o$. После интегрирования последнего уравнения в указанных пределах и преобразования с учетом, что $z_1 = \infty$, получим:

$$\frac{h_o}{h_1} = \left(\frac{P_1}{P_o}\right)^{\frac{k}{k+2}}. \tag{5.8}$$

Точно такое же выражение можно получить из равенства элементарных потоков через центр и края головки при равномерной экструзии. Однако уравнения (5.8) еще недостаточно для проектирования плоскощелевых головок равного сопротивления методом изменения высоты щели. Для расчета высоты щели h_i в произвольных сечениях по ширине головки (длине коллектора) необходимо знание закономерности падения давления по длине коллектора, т. е. знание величины p_1/p_o в уравнении (5.8). Очевидно, что, подставляя вместо p_1 давление p_z в произвольной точке z длины коллектора, по уравнению (5.8) можно найти высоту щели h_z в этой же точке. Для расчета давления в коллекторе рассмотрим поток расплава полимера.

При одинаковой скорости экструзии по ширине головки поток в коллекторе выразится следующим образом:

$$Q_к = \frac{Q_o}{L}z, \tag{5.9}$$

где Q_o — общий поток через головку (производительность); Q_o/L — поток на единицу длины коллектора.

За начало координат принимаем глухой конец коллектора головки (рис. 5.9). С другой стороны, поток через коллектор (через круглый канал) головки равен [2]:

$$Q_к = \frac{\pi a R^{k+3}}{2^k(k+3)}\left(\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z}\right)^k. \tag{5.10}$$

Совместным решением уравнений (5.9) и (5.10) находим, что

$$\frac{\pi a R^{k+3}}{2^k(k+3)}\left(\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z}\right)^k = \frac{Q_o}{L}z. \tag{5.11}$$

Для решения уравнения (5.11) принимаем следующие граничные условия: в произвольной точке z давление равно p_z, а на входе в коллектор $z = L$; $p = p_o$. В результате интегрирования уравнения (5.11) в указанных пределах и соответствующего преобразования получим:

$$p_z = p_o - ML^{\frac{k+1}{k}}Q_o^{\frac{1}{k}}\left[1 - \left(\frac{z}{L}\right)^{\frac{k+1}{k}}\right], \tag{5.12}$$

где

$$M = \frac{2k(k+3)^{\frac{1}{k}}}{(k+1)\left(\pi a R^{k+3}L\right)^{\frac{1}{k}}}.$$

Подставляя в уравнение (5.12) значения z от 0 до L, можно найти соответствующие им величины давления P_z. При $z = 0$, т. е. на глухом конце коллектора, формула (5.12) принимает вид:

$$p_1 = p_0 - ML^{\frac{k+1}{k}} Q_0^{\frac{1}{k}}. \qquad (5.13)$$

Из уравнений (5.12) и (5.13) видно, что закономерность изменения давления по длине коллектора головки не зависит от размеров подводящего канала и дросселирующих устройств на пути расплава полимера. Влияние последних будет сказываться только на величинах давлений p_z, p_0 и p_1. С другой стороны, в выражение для коэффициента M входит реологическая константа полимера a, зависящая от температуры переработки [5]. Это означает, что при изменении температуры переработки будет иная закономерность изменения давления по длине коллектора. Зная закономерность изменения давления по длине коллектора, можно перейти к проектированию плоскощелевой головки равного сопротивления методом изменения высоты щели. Проектирование плоскощелевых головок равного сопротивления указанным методом следует вести по следующей схеме:

1. При постоянной длине оформляющих губок $l = l_i = \text{const}$ находим высоту щели в зоне питания. Из уравнения (5.2) можно легко найти зависимость давления от высоты щели:

$$h^{\frac{k+2}{k}} = \left[\frac{aL}{2^{k+1}(k+2)Q_0 l^k}\right]^{\frac{1}{k}} p_0. \qquad (5.14)$$

2. Определяем отношение давления в произвольной точке коллектора p_z к давлению p_0 на входе в головку. Уравнение для расчета p_z/p_0 находим из формулы (5.12), разделив для этого обе ее части на p_0. Тогда имеем:

$$\frac{p_z}{p_0} = 1 - ML^{\frac{k+1}{k}} \frac{Q_0^{\frac{1}{k}}}{p_0}\left[1 - \left(\frac{z}{L}\right)^{\frac{k+1}{k}}\right]. \qquad (5.15)$$

Подставляя в последнее выражение возрастающие значения z, получим соответствующие им значения p_z/p_0.

3. При известных значениях p_z/p_0 и реологической константы k из уравнения (5.18) находим высоту щели в соответствующей точке z. Давление на входе в головку обычно задается проектировщиком или легко рассчитывается совместным решением уравнений производительности экструдера и расхода через экструзионную головку [2].

Расчет треугольных плоскощелевых головок равного сопротивления. При расчете треугольных плоскощелевых головок равного сопротивления (головки типа «рыбий хвост» [2]) течение расплава полимера в них рассматривается как одномерное. Неравномерный выход экструдата в таких головках обусловлен треугольным участком (рис. 5.10), к которому как бы последовательно по всей ширине B головки присоединена оформляющая зона длиной L. Рассмотрим поток расплава полимера на участке шириной ΔB (рис. 5.10). При этом поток через центр головки равен:

$$q_0 = \frac{a_0}{2^{k+1}(k+2)} \frac{\Delta B h_0^{k+2}}{(l_0 + L)^k} p_0^k. \qquad (5.16)$$

Поток через края головки составляет:

$$q_1 = \frac{a_1}{2^{k+1}(k+2)} \frac{\Delta B h_1^{k+2}}{l_0/\cos\alpha + L} p_0^k, \qquad (5.17)$$

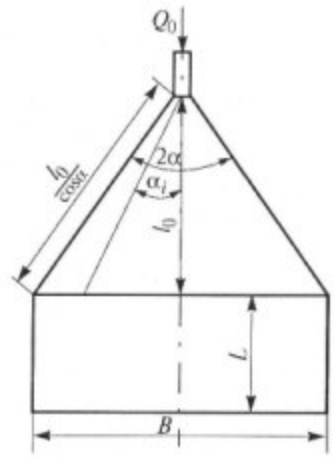


Рис. 5.10. Схема треугольной плоскощелевой головки

где p_0 — давление на входе в головку; α — половина угла раскрытия треугольного участка головки.

При изотермическом процессе $a_0 = a_1 = a$.

Допустим, что головка обеспечивает равномерный выход экструдата по всей ширине головки B.

Тогда поток на единицу ширины головки будет величиной постоянной, т. е.

$$q_0 = q_1 = q_i.$$

При совместном решении уравнений (5.16) и (5.17) получим следующее выражение:

$$\frac{h_0}{h_1} = \left(\frac{l_0 + L}{l_0/\cos\alpha + L}\right)^{\frac{k}{k+2}}, \qquad (5.18)$$

где $l_0 + L$ — длина щелевого канала вдоль оси симметрии (рис. 5.10); $l_0/\cos\alpha + L$ — длина щелевого канала по краям головки; h_0, h_1 — высота щелевого канала вдоль оси симметрии и на краю головки соответственно.

При заданной высоте щели вдоль оси симметрии h_0 и данных геометрических размерах головки можно легко найти такую высоту щели на краю головки, при которой обеспечивается равномерный выход экструдата по ширине головки. Подставляя в уравнение (5.18) $l_0/\cos\alpha_i$ вместо $l_0/\cos\alpha$, мы получим высоту щели h_i в направлении произвольных лучей, проведенных под углом α_i относительно оси симметрии.

5.2.3. ГОЛОВКИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ТРУБ, ТРУБЧАТЫХ ЗАГОТОВОК И РУКАВНЫХ ПЛЕНОК

Различают прямоточные и угловые головки для получения труб, трубчатых заготовок и рукавных пленок.

В прямоточных головках ось формующего инструмента совпадает с осью шнека, а в угловых — наклонена относительно оси шнека под определенным углом (чаще всего этот угол составляет 90°).

Прямоточные головки применяются для получения труб и трубчатых заготовок для последующего раздувания с целью получения объемных изделий или рукавных пленок.

Угловые головки нашли применение в производстве рукавных пленок, для наложения изоляции из полимерных материалов на провод, а также для получения объемных изделий экструзией с раздувом. Они могут применяться и для получения плоских пленок и листов для последующего их использования при дублировании с другими материалами.

На рис. 5.11, *а* показана прямоточная головка для получения трубчатой заготовки. Основным конструктивным элементом ее является разъемный корпус *10* с дорнодержателем *9*, двумя переходными коническими участками со сменным мундштуком *6*, который может радиально перемещаться с помощью болтов *5* для регулирования эксцентриситета между мундштуком *6* и дорном *7*. После регулирования зазора мундштук *6* фиксируется фланцем *12* при помощи крепежных болтов (на рис. 5.11 не показаны). Дорн *7* крепится к дорнодержателю *9* с помощью наконечника *3*, имеющего обтекаемую форму для уменьшения гидравлического сопротивления и ликвидации застойных зон. Головка в собранном виде с помощью резьбового наконечника *1* крепится к фланцу материального цилиндра экструдера. Необходимая температура головки обеспечивается электронагревателями *2*, а сжатый воздух, необходимый для калибровки трубы, подается во внутреннюю полость трубчатой заготовки через штуцер *4*. При прохождении через дорнодержатель расплав полимера рассекается на несколько потоков, число которых равно числу проходных отверстий. Для получения качественных изделий необходимо обеспечить на пути от дорнодержателя до выхода из головки хорошее спаивание отдельных потоков. Это обеспечивается тем, что проходное сечение от дорна к оформляющему зазору резко уменьшается (отношение площадей живого сечения канала непосредственно за дорном и оформляющей щели называется *степенью сжатия*). Как правило, на участке от дорнодержателя *9* до цилиндрического участка *8* площадь сечения уменьшается в 5–6 раз.

На рис. 5.11, *б* и *в* показана конфигурация продольного сечения заготовки *11*. При равномерной по периметру кольцевого зазора линейной скорости экструзии толщина стенки трубчатой заготовки одинакова в любом продольном сечении (рис. 5.11, *б*). На рис. 5.11, *в* показано продольное сечение трубчатой заготовки, откуда видно, что в нижней части наблюдается увеличение толщины стенки заготовки, а сама заготовка искривляется вверх. Это означает, что снизу толщина кольцевого зазора больше, чем сверху. Следствием такого положения является резкое уменьшение гидравлического сопротивления и, следовательно, увеличение линейной скорости экструзии. Это приводит к уменьшению времени пребывания части полимера, т. е. уменьшению времени релаксации напряжений и увеличению степени разбухания экструдата. Регулировка кольцевого зазора на участке выравнивания *8* осуществляется регулировочными болтами *5*, расположенными по периметру фланца *12*.

Из рис. 5.11 видно, что конструкции головок, формующих трубы (трубчатые заготовки) и шланги, отличаются конструкцией дорна, образующего линии спая на заготовке или изделии. Качество получаемой заготовки или изделия в значительной степени зависит от рационального крепления дорна к корпусу головки.

Дорн крепится к корпусу головки специальными дорнодержателями. Дорнодержатель рассекает общий поток расплава на несколько потоков, которые, соединяясь затем вновь, образуют продольные швы на заготовке и изделии. Швы неизбежно в той или иной степени снижают прочность изделия, а иногда даже бывают заметны на его поверхности («линии спая»). Поэтому конструкции дорнодержателя прямоточной головки уделяется особое внимание.

Обычно дорнодержатель представляет собой деталь, состоящую из симметрично расположенных радиальных ребер (рис. 5.12, *а*) или из перфорированного кольца, закрепляемого в корпусе специальной гайкой (рис. 5.12, *б*). Однако способ крепления дорна, показанный

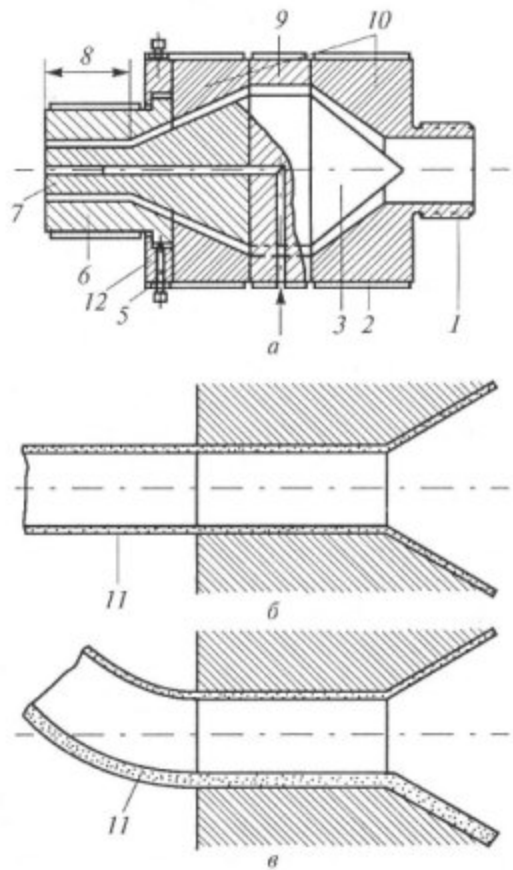


Рис. 5.11. Прямоточная головка для получения трубчатой заготовки:

а — конструкция прямоточной трубной головки; *б* — идеально работающая головка; *в* — искажение трубчатой заготовки *11* при неравномерной экструзии

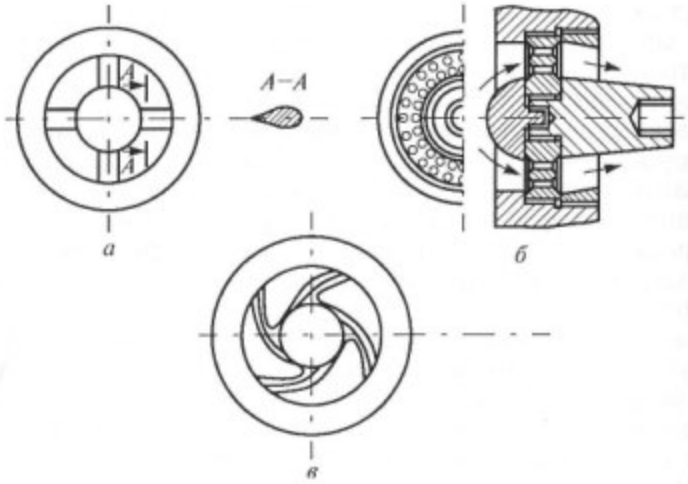


Рис. 5.12. Различные типы дорнодержателей:

а — с радиальными ребрами; *б* — с перфорированным кольцом; *в* — с тангенциально закрученными ребрами

на рис. 5.12 *а, б*, не исключает образования продольных швов (так называемый «секторный эффект»). Эти швы снижают качество готовых изделий. Поэтому был предложен дорнодержатель, у которого образующиеся из-за наличия ребер поверхности раздела потока расположены не радиально, а тангенциально между дорном и корпусом (рис. 5.12, *в*). Указанный дорнодержатель также приводит к разделению потока, но благодаря тангенциальному расположению ребер линии спая будут располагаться концентрическими слоями на трубчатой заготовке, существенно не снижая прочностные и качественные показатели изделия.

Другой распространенный метод крепления дорна — соединение непосредственно с корпусом головки. В этом случае ось мундштука оказывается под углом к оси шнека (обычно под прямым углом). Такое расположение мундштука часто определяется общей компоновкой экструзионного агрегата (например, для выпуска экструдата вниз с последующим раздуванием в полое изделие).

Для устранения швов часто применяется метод поджатия расплава, заключающийся в предварительном сужении и последующем расширении потока расплава после дорнодержателя.

На рис. 5.13 показан способ предотвращения образования продольных швов на изделии. На дорне *1* выполнена правая многозаходная винтовая нарезка, и на том же участке внутренней стенки корпуса *2* — левая многозаходная винтовая нарезка. При этом между выступами обеих нарезок имеется цилиндрический зазор. Когда расплав полимера после дорнодержателя поступает в виде рукава с продольными швами и полосами в эту зону, то внутрен-

ние слои его подвергаются правому вращению, а наружные — левому. При этом средний слой рукава продолжает течение в первоначальном прямом направлении. Практическая проверка этого способа показала, что происходит полное сглаживание продольных швов и полос на изделии.

В угловых экструзионных головках поток расплавленного полимера, поступающий из винтового канала шнека в формующий инструмент, должен быть повернут перпендикулярно оси шнека, причем в конце поворота он должен вновь стать круговым, полностью симметричным по отношению к новой оси. При этом давление, скорость течения, температура и вязкость расплава полимера после поворота, т.е. перед выходной щелью формующего инструмента, не должны иметь каких-либо азимутальных неравномерностей.

Следует учитывать, что всякое изменение направления потока массы, растянутого в поперечной плоскости, обязательно приводит к различной длине пути отдельных струй.

На рис. 5.13, *в*, *г* показано, как изменяется длина пути при изменении направления потока расплава полимера. Отношение предельного изменения длины пути к средней длине прямо пропорционально обратной величине среднего радиуса кривизны и не зависит от угла поворота (рис. 5.13, *г*):

$$\frac{\Delta l}{l} = \frac{\left(r+\frac{a}{2}\right)\varphi - \left(r-\frac{a}{2}\right)\varphi}{r\varphi} = \frac{a}{r},$$

где r — радиус средней дуги; φ — угол поворота; l — длина средней дуги; a — толщина канала; Δl — разность длин дуги.

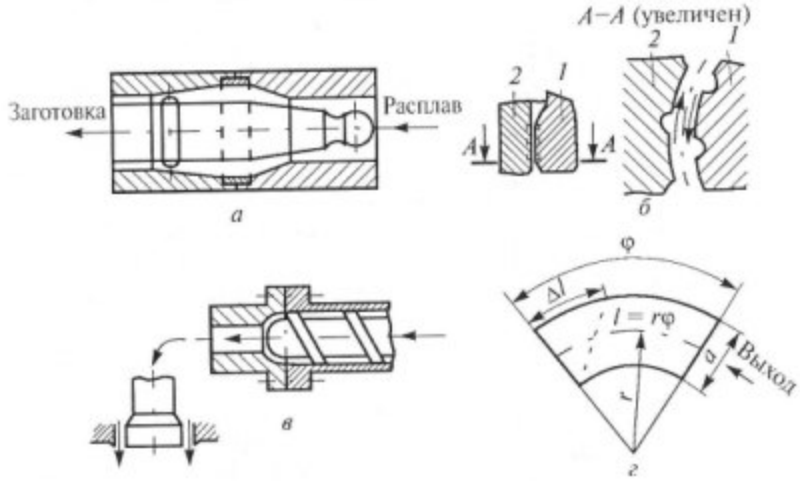


Рис. 5.13. Схема потока расплава полимера в трубной головке:

а — головка с подпорными зонами; *б* — головка с винтовыми нарезками; *в* — схема поворота потока расплава полимера в угловых головках; *г* — к расчету участка поворота в угловых головках

Указанные различия в длине пути потока расплава влияют на давление, температуру и вязкость полимера. Если не предусмотреть специальных мер, то после прохождения поворота может иметь место неравномерность соответствующих характеристик расплава полимера в плоскости, перпендикулярной к направлению ее движения. Это вызывается тем, что давление на выходном конце внутренней дуги поворота оказывается всегда больше, чем на выходном конце внешней дуги.

В результате такого различия в давлении экструдируемое изделие или будет искривляться (рис. 5.11, *в*), или будет иметь бóльшую толщину стенки со стороны дуги поворота.

Поскольку по конструктивным соображениям длину внешней дуги практически нельзя сделать меньше некоторой величины, стали искусственно удлинять внутреннюю дугу и все лежащие между кратными дугами пути до размеров внешней дуги. Известно несколько конструкций угловых головок с подобными решениями проблемы выравнивания скорости по периметру выходной щели.

На рис. 5.14 представлена угловая головка для получения трубчатой заготовки для последующего ее раздува в объемное изделие. В указанной головке подбором геометрии дорна *3* и втулки *8* достигается примерное равенство длин пути расплава полимера по внешней и внутренней дугам. Окончательное выравнивание скорости потока расплава по периметру кольцевой щели осуществляется вертикальным перемещением наконечника *6* дорна *3*, осуществляемым рычагом *1*, который связан со штоком *4* с помощью серьги *2*, шарнирно соединенной с рычагом. При вертикальном перемещении штока *4* с наконечником *6* регулируется толщина оформляющей конической кольцевой щели *7*, образованной мундштуком *5* и наконечником *6*, т. е. осуществляется дросселирование потока расплава полимера, при котором осуществляется окончательное выравнивание скорости потока по периметру получаемой заготовки. Достоинством указанной головки является простота регулирования скорости потока при изменении температурного режима переработки и марки перерабатываемого полимерного материала.

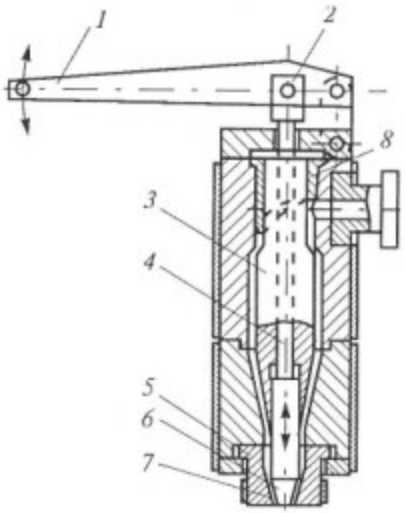


Рис. 5.14. Угловая головка для получения трубчатых заготовок с подвижным дорном

Дополнительные трудности в выравнивании скорости потока возникают в многоручьевых головках, применяемых при производстве объемных изделий небольшой емкости методом экструзии с раздувом.

На рис. 5.15 показана конструкция двухручьевой угловой головки, состоящая из распределителя, к которому с помощью переходников *7* и *8* присоединены угловые головки *4* и *5*. Поток расплава полимера из экструдера *1* попадает в распределитель *2*, где разделяется рассекателем *6* на два потока и идет в головки *4* и *5*. Равенство линейных скоростей выхода трубчатой заготовки через обе головки обеспечивается с помощью регулировочных винтов *3*, позволяющих достичь различной степени дросселирования потоков, поступающих в обе головки. Из конструкции головки видно, что длина пути расплава полимера для обеих головок одинакова. Но неравенство линейной скорости выхода трубчатых заготовок может быть обусловлено нарушением температурного режима экструзии в одной из указанных головок.

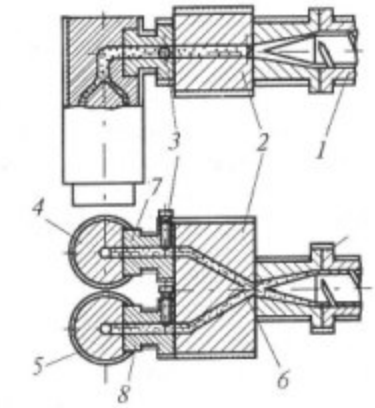


Рис. 5.15. Двухручьевая угловая головка для получения трубчатых заготовок

В трехручьевой головке (рис. 5.16) путь расплава полимера для среднего ручья меньше, чем для двух крайних. В этом случае расплав полимера, поступающий из экструдера *6* в распределитель *1*, где он разделяется на три потока, преодолевает различные сопротивления (наименьшие — для среднего и наибольшие — для двух крайних каналов). Выравнивания скоростей можно было бы достигнуть искусственным увеличением пути для среднего потока (см. пунктир — контур головки на рис. 5.16), но тогда возникают конструктивные трудности с приемным устройством раздувного агрегата. Поэтому в данном случае лучшим решением является регулирование степени дросселирования регулировочными винтами *2* каналов, подводящих расплав полимера к головкам *3*, *4* и *5*. При этом максимальное дроссели-

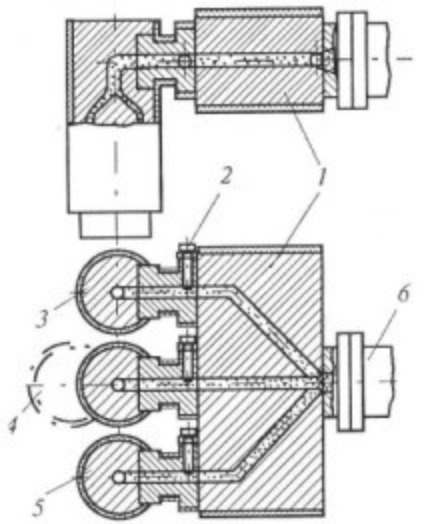


Рис. 5.16. Трехручьевая угловая головка для получения трубчатых заготовок

рование потока осуществляется в среднем канале. Нарушение потока, обусловленное отклонением температурного режима каждой из головок, нивелируется регулировочными винтами *2*.

На рис. 5.17 показана конструкция четырехручьевой головки, где применением двух распределительных плит *1* и *2* достигнуто равенство длин путей для всех четырех потоков расплава полимера, поступающих в головки *4—7*. Регулирование линейных скоростей экструзии в головках *4—7* осуществляется винтами *3*.

При производстве объемных изделий большой емкости применяются специальные накопители, куда расплав полимера нагнетается экструдером в период охлаждения изделия в раздувной форме приемного устройства.

В настоящее время используются различные конструкции накопителей расплава полимера.

На рис. 5.18 представлена конструкция накопителя расплава, расположенного перпендикулярно оси экструдера.

В данном случае расплав полимера *1* из экструдера поступает в полость накопителя *2*, расположенного перпендикулярно оси экструдера. По мере набора дозы расплава плунжер *4* поднимается вверх. По окончании набора дозы конечный выключатель (на чертеже не показан) отключает вращательное движение шнека и подает команду на плунжер *4*, который движется вниз, выдавливая набранную дозу расплава полимера через головку в виде трубчатой заготовки. Для предотвращения перекрытия канала от экструдера движущимся плунжером *4* в последнем предусмотрена кольцевая проточка *3*.

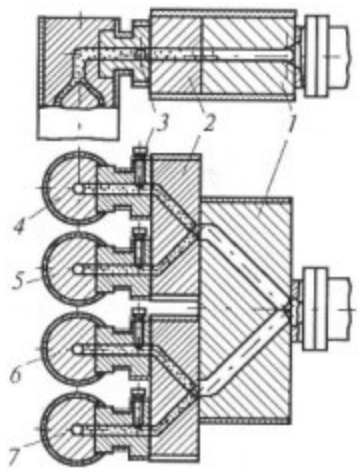


Рис. 5.17. Четырехручьевая угловая головка для получения трубчатых заготовок

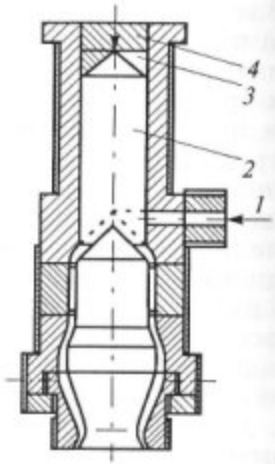


Рис. 5.18. Головка с накопителем расплава полимера

Преимуществом данной конструкции накопителя является применение прямоточной головки, обеспечивающей максимально возможное выравнивание линейной скорости экструзии по периметру оформляющей щели.

Оригинальная конструкция накопителя приведена на рис. 5.19. В данной конструкции накопителя гильза *2* имеет возможность перемещения в вертикальном направлении, регулируя при этом сопротивление кольцевого коллекторного канала *1*. Кроме того, для выдавливания из накопителя *5* расплава полимера *3*, поступающего из экструдера, применяется плунжер *4* облегченной конструкции. Наряду с этим в момент набора дозы расплава выходная щель закрывается при его движении вверх. При продавливании набранной дозы расплава дорн *6* движется вниз, открывая кольцевую щель, а плунжер *4* движением вниз выдавливает расплав.

В данной конструкции возможно регулирование толщины трубчатой заготовки с помощью дорна *6*.

В накопителе, представленном на рис. 5.20, расплав полимера *1* из экструдера через подводящий канал *2* поступает в распределительный коллектор *3*, откуда по кольцевому каналу *6*, образованному гильзой *7* и дорнодержателем *8*, попадает в накопитель *5*. При прохождении расплава через коллектор *3* и кольцевую щель *6* происходит спаивание линии раздела потоков, образованных при прохождении канала *2*.

При наборе дозы расплава перемещением дорна *9* вверх закрывается оформляющая щель, а при выдавливании расплава плунжером *4* выходная щель открывается.

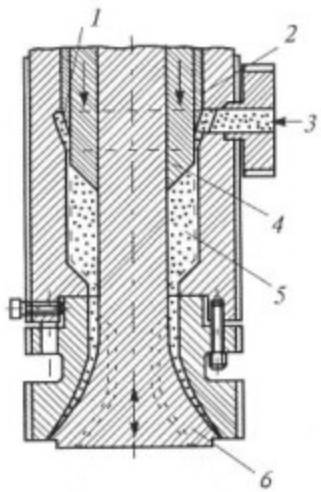


Рис. 5.19. Головка с накопителем расплава с регулировкой кольцевого зазора

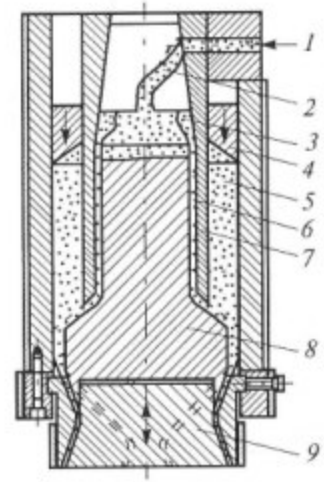


Рис. 5.20. Головка с накопителем расплава и коллектором

Несколько иной принцип заложен в накопителях, представленных на рис. 5.21 и рис. 5.22.

В первом случае накопителем служит полость, образованная в материальном цилиндре при перемещении шнека *1* по мере набора дозы. По окончании набора дозы вращение шнека останавливается, затем движением шнека влево набранная доза расплава выдавливается через угловую головку *4*. Следовательно, шнек в данном случае служит плунжером (полная аналогия с работой литьевой машины со шнековой пластикацией).

Во второй конструкции полость накопителя *3* в цилиндре *2* образуется движением материального цилиндра экструдера *1*. Выдавливание накопленной дозы расплава полимера через угловую головку *4* осуществляется движением цилиндра *1* со шнеком влево.

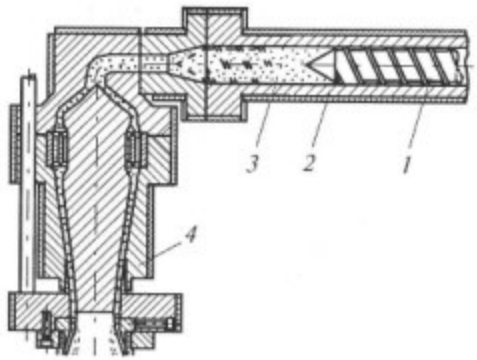


Рис. 5.21. Головка с возвратно-поступательным движением шнека

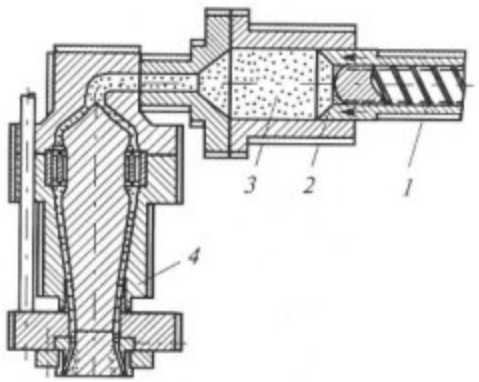


Рис. 5.22. Головка с накопителем расплава полимера плунжерного типа

Недостатком рассмотренных двух последних конструкций накопителя является необходимость применения угловых головок, в которых необходимы специальные меры для выравнивания линейной скорости экструзии по периметру оформляющей кольцевой щели.

Выбор конструкции головок для экструзии рукавных пленок зависит от конструктивного оформления раздувных агрегатов. Различают раздувные агрегаты горизонтального и вертикального типов.

В горизонтальных раздувных агрегатах (рис. 5.23) экструдер *1*, головка *9* для получения рукавной пленки *7*, тянущее устройство *6*, направляющие валки *5* и наматывающее устройство *4* расположены в горизонтальной плоскости. При этом для раздува трубчатой заготовки в рукав внутрь головки подается сжатый воздух *2*, а охлаждение рукавной пленки *7* осуществляется охлаждающим

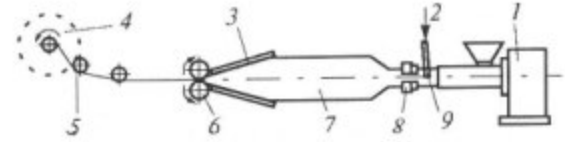


Рис. 5.23. Схема агрегата для горизонтального раздува рукавной пленки

устройством *8*. Раздув заготовки в рукав осуществляется после предварительного охлаждения устройством *8*. При дальнейшем движении охлаждение рукавной пленки к складывающим щекам *3* осуществляется окружающим воздухом.

В вертикальных раздувных агрегатах возможно вертикальное расположение экструдеров с экструзией рукавной пленки «вверх» (рис. 5.24, *а*) и «вниз» (рис. 5.24, *б*) и горизонтальное, с применением угловых головок для получения трубчатых заготовок, с экструзией рукавных пленок «вверх» (рис. 5.25, *а*) и «вниз» (рис. 5.25, *б*).

В раздувных агрегатах горизонтального типа и с вертикальным расположением экструдеров применяются прямоточные головки для получения трубчатых заготовок, рассмотренные нами ранее. При вертикальном расположении экструдеров *1* (рис. 5.24, *а* и *б*) выходящая из головки *2* трубчатая заготовка после прохождения охлаждающего устройства *3* раздувается в рукав *4*. При этом следует иметь в виду, что при экструзии рукава вниз заготовка дополнительно вытягивается под действием собственного веса.

В вертикальных раздувных агрегатах с горизонтальным расположением экструдеров *1* (рис. 5.25, *а* и *б*), в зависимости от ориентации угловых головок *3* относительно оси червяка, различают экструзию рукавных пленок «вверх» (рис. 5.25, *а*) и «вниз» (рис. 5.25, *б*). Во втором случае экструдер *1* с угловой головкой *3* монтируется на

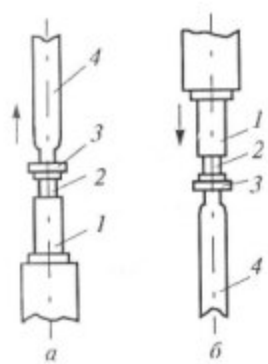


Рис. 5.24. Принципиальные схемы экструзии рукавной пленки:

а — экструзия «вверх»; *б* — экструзия «вниз»

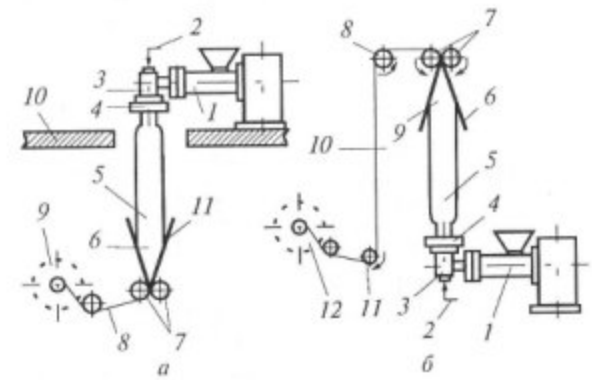


Рис. 5.25. Принципиальные схемы экструзионных агрегатов вертикального типа для получения рукавных пленок:

а — экструзия «вверх»; *б* — экструзия «вниз»

межэтажном перекрытии *10*. Трубчатая заготовка после прохождения охлаждающего устройства *4* раздувается в рукавную пленку *5* сжатым воздухом *2*, подаваемым внутрь заготовки через дорн. Складывание рукавной пленки в плоскую *8* осуществляется щеками *6* и *11* и тянущими валками *7*. Готовая пленка в виде сложенного рукава *8* наматывается в рулон *9*.

При экструзии рукавной пленки «вверх» (рис. 5.25, *б*) расплав полимера из экструдера *1* поступает в угловую головку *3*, откуда выходит в виде трубчатой заготовки, раздуваемой в рукав *5* после охлаждающего устройства *4* сжатым воздухом *2*, подаваемым внутрь заготовки через дорн. Складывание рукавной пленки *5* в плоское полотно *10* также осуществляется щеками *6* и *9* и тянущими валками *7*. Плоское полотно через систему отклоняющих валков *8* и *11* наматывается в рулон *12* требуемого диаметра.

Прямоточные экструзионные головки (рис. 5.26), применяемые в раздувных пленочных агрегатах горизонтального типа, конструктивно не отличаются от таковых для получения труб и шлангов. Корпус головки *2* крепится к экструдеру с помощью переходника *1*, а для раздува заготовки в рукавную пленку сжатый воздух подводится через штуцер *3*, закрепленный в дорнодержателе *4*. Дорн *8* с мундштуком *7* образуют кольцевой зазор, эксцентриситет которого регулируется винтами *9*, при ослаблении винтами *6* усилия прижатия шайбы *5* к мундштуку *7*. Необходимая температура переработки обеспечивается нагревателями *10*.

Угловые головки, применяемые в экструзионных агрегатах с раздувом рукава «вниз» и «вверх», конструктивно не отличаются друг от друга.

Как указывалось выше, в угловых головках важной проблемой является выравнивание линейной скорости экструзии по периметру оформляющего зазора и обеспечение хорошей линии спая после рассекания потока дорнодержателем.

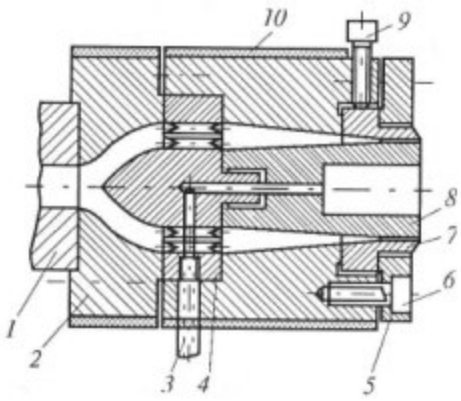


Рис. 5.26. Прямоточная головка для получения рукавных пленок

В головке, представленной на рис. 5.27, выравнивание скорости потока осуществляется в коллекторном канале *6* и в канале *8*, образованном дорном *10* и корпусом головки. Для окончательного выравнивания скорости потока и обеспечения хорошего спая линий раздела потока расплава дорнодержателем *18* предусмотрена упругодеформируемая винтами *11* шайба *14*, которая обеспечивает дополнительное дросселирование потока расплава. Регулирование эксцентриситета оформляющего кольцевого зазора осуществляется перемещением в радиальном направлении мундштука *13* винтами *12*. Мундштук *13* с помощью шайбы *15* и винтов *16* крепится к корпусу *7* головки. Температурный режим экструзии, контролируемый термопарами *4*, обеспечивается электронагревателями *9*. Сжатый воздух для раздува заготовки подается через штуцер *5*, закрепленный в дорнодержателе *18*. Головка с помощью переходника *3* крепится к фланцу *1*, соединяемому с материальным цилиндром экструдера. Для гомогенизации расплава и исключения попадания в головку посторонних включений в конструкции предусмотрена фильтрующая решетка *2* с пакетом сит, а для обеспечения плавного перехода расплава полимера из материального цилиндра экструдера в головку установлена переходная втулка *17*.

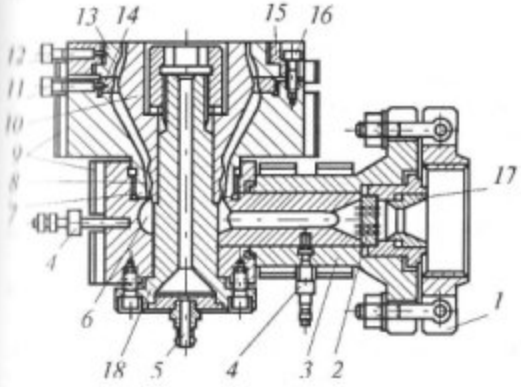


Рис. 5.27. Угловая головка для получения рукавных пленок

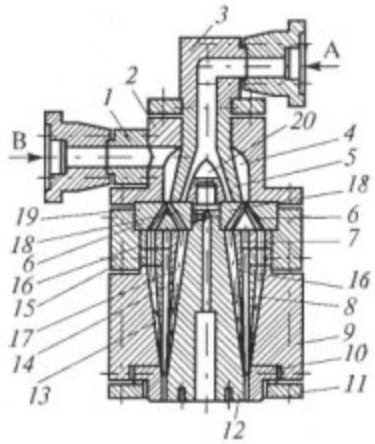


Рис. 5.28. Головка для получения трехслойных пленок

Несколько иная конструкция головки применяется при производстве многослойных рукавных пленок.

На рис. 5.28 показана конструкция головки для получения трехслойных рукавных пленок. Расплав одного из полимеров из экструдера *B* через переходники *1* поступает в коллекторный канал *4*, образованный обтекателем *5* и верхней половиной корпуса *2*, где происходит выравнивание скоростей потока. Из коллекторного канала *4* расплав полимера через каналы *6* и *18* в решетке *19* попадает в кольцевые каналы *13* и *17*, разделенные от кольцевого канала *14* стаканами *8* и *16*, и оформляет внутренний и наружный слои рукавной пленки.

Расплав другого полимера из экструдера *A* через переходник *3* попадает в кольцевой канал, образованный наконечником *20* дорна *12* и обтекателем *5*, откуда через отверстия *7* во фланце стакана *16*

поступает в средний кольцевой канал *14* между стаканами *8* и *16*. Данный расплав, выходя из канала *14*, образует средний слой трехслойной рукавной пленки.

Эксцентричность оформляющего кольцевого канала регулируется перемещением мундштука *10*, закрепленного в нижней половине корпуса *9* с помощью шайбы *11*. Решетка *19* и стаканы *8* и *16* в сборе с цилиндрическим переходником *15* крепятся в корпусе *2*, *9*.

Из рассмотрения принципа работы указанной головки видно, что она представляет собой комбинацию угловой (для расплава полимера из экструдера *B*) и прямоточной (для расплава полимера из экструдера *A*).

В агрегатах для производства рукавных пленок для получения равнотолщинных и качественных изделий большое значение имеет правильный выбор способа охлаждения горячего экструдата. При этом, как правило, наряду с традиционным охлаждением рукавной пленки холодным воздухом, подаваемым непосредственно в зону оформляющего кольцевого зазора, для интенсификации процесса экструзии применяются дополнительные устройства охлаждения.

5.2.4. ГОЛОВКИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ПРОФИЛЕЙ

В разных отраслях промышленности применяется множество различных профилей из полимерных материалов.

В головках для получения профилей из полимерных материалов, как и в плоскощелевых головках, важной проблемой является обеспечение одинаковой скорости экструзии по всему поперечному сечению получаемого изделия. В данном случае задача усложняется тем, что геометрия поперечного сечения профиля намного сложнее, чем геометрия листового материала.

Кроме того, в головках для получения профилей, из-за сложной геометрии поперечного сечения изделий, происходит неравномерное разбухание экструдата (заготовки) по выходе из оформляющего инструмента.

Иногда возможны и местные сужения заготовки. Степень разбухания заготовки из расплава полимера обычно задается при конструировании оформляющих инструментов.

В связи с изложенным в настоящее время экструзионные головки для получения профильных изделий из полимерных материалов конструируют с учетом опыта эксплуатации конкретных формующих инструментов, а окончательная их доводка осуществляется в процессе испытаний.

В качестве примера на рис. 5.29, *а* показано поперечное сечение требуемого профиля с основными характерными размерами, а на рис. 5.29, *б* дано поперечное сечение каналов формующего инструмента. Из сравнения размеров видно, что если толщина стен-

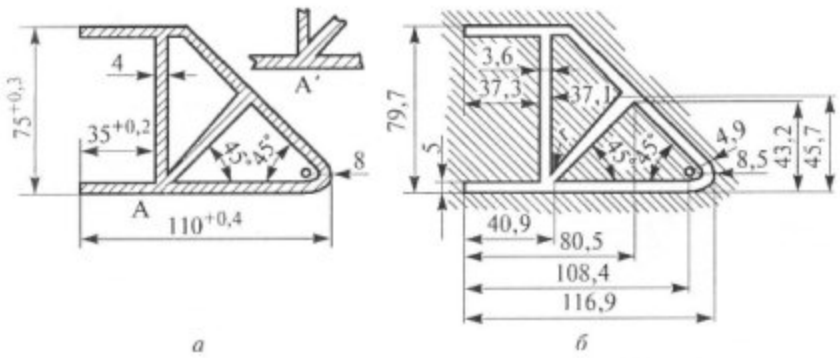


Рис. 5.29. Поперечное сечение профиля (*а*) и подводящих каналов (*б*)

ки изделия равна 4 мм, то высота оформляющего указанную стенку канала должна быть равна 3,6 мм. Разница в 0,4 мм обусловлена разбуханием расплава полимера, оформляющего данную стенку. Превышение размеров высоты и длины оформляющего инструмента над соответствующими размерами изделия вызвано тем, что скорость отвода изделия больше линейной скорости экструзии заготовки, а также усадкой при охлаждении заготовки в калибрующем устройстве.

На рис. 5.30 представлена конструкция экструзионной головки для получения замкнутого профиля в виде параллелограмма с пятью вертикальными стенками-перегородками.

В данной головке расплав полимера из экструдера (направление потока показано стрелками справа) через переходники *4* и *5* попадает в сложные каналы, образованные дорнодержателем *3*, с которым заодно выполнен дорн *6*. Для спаивания отдельных потоков расплава полимера, образованных при прохождении дорнодержате-

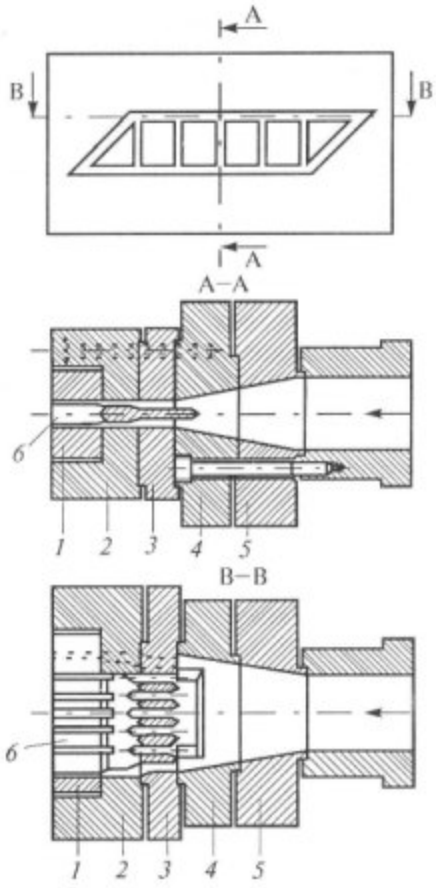


Рис. 5.30. Головка для получения профиля в виде параллелограмма

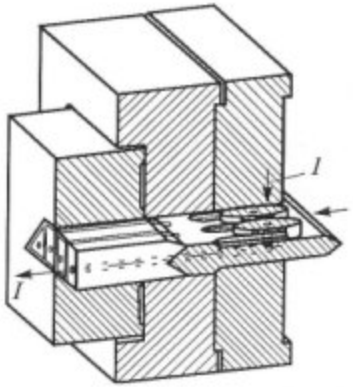


Рис. 5.31. Крепление дорна в головке для получения профильных изделий

ля, предусмотрена специальная сужающаяся зона канала, образованная промежуточным элементом *2* и дорном *6*. Оформляющий канал образован дорном *6* и мундштуком *1*. Длиной оформляющего канала и скоростью экструзии можно регулировать степень разбухания при заданной температуре переработки.

Конструкция дорнодержателя *3* с дорном *6* (рис. 5.30), выполненным заодно, хорошо видна на рис. 5.31, где стрелками *1* показано направление подачи через отверстие в дорне воздуха, необходимого для последующей калибровки получаемого профиля в калибрующем устройстве.

5.2.5. ГОЛОВКИ ДЛЯ НАНЕСЕНИЯ ПОКРЫТИЙ ИЗ ПОЛИМЕРНЫХ МАТЕРИАЛОВ НА ПРОВОДА И КАБЕЛИ

Для нанесения на провода и кабели полимерного материала методом экструзии применяются также угловые экструзионные головки. Отличительной особенностью рассматриваемого типа угловых головок является наличие в дорне *4* сквозного отверстия (рис. 5.32), через которое подается провод *3*, на который предстоит нанести покрытие из полимера *2*. Кроме того, на дорне предусмотрен легко снимающийся наконечник *7*, играющий роль направляющего для провода *3*. При изменении диаметра провода *3* необходимо менять и наконечник *7*, так как, во избежание затекания расплава полимера, находящегося под давлением, в зазор между проводом *3* и наконечником *7*, размер отверстия в наконеч-

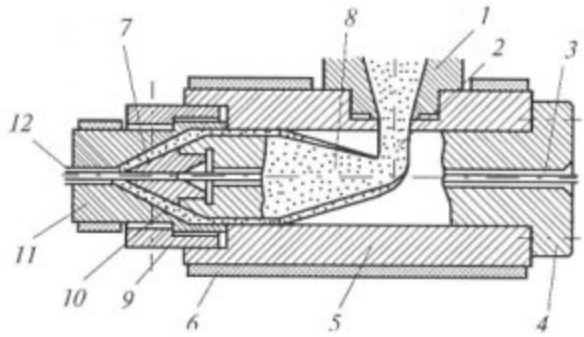


Рис. 5.32. Кабельная головка

нике выбирается из условия обеспечения скольжения провода через отверстие в наконечнике. Однако этот зазор должен быть и не очень маленьким, так как при больших скоростях отвода провода (кабеля), достигающих 1200 м/мин на современных машинах, имеет место быстрый износ направляющего наконечника *7*. Поэтому наконечник *7* обычно изготавливается из износостойких марок стали.

Головка работает следующим образом: расплав полимера *2* из экструдера *1* поступает в расширяющийся конический зазор *8*, образуемый дорном *4* и корпусом *5*, откуда через сужающийся конический канал *10* попадает в оформляющий кольцевой зазор между внутренней стенкой цилиндрического отверстия в мундштуке *11* и наружной поверхностью провода *3*. Готовое изделие *12* отбирается тянущим устройством (на рис. 5.32 не показано) агрегата. Видно, что внешний диаметр полимерного покрытия на проводе определяется диаметром отверстия в мундштуке. Мундштук, который служит и для регулирования эксцентриситета оформляющего канала, крепится к корпусу *5* с помощью накидной втулки *9*. Необходимая температура головки обеспечивается электронагревателями *6*.

5.2.6. ГОЛОВКИ СО СМАЗОЧНЫМ МАТЕРИАЛОМ

В современной технологии переработки полимеров все чаще встречаются аналогии, заимствованные из обработки металлов давлением. Идея использования смазок тоже связана с этим. В обработке металлов давлением она нашла достаточно широкое применение. Применение смазок при экструзии дает возможность существенного снижения давления в головке, увеличения линейной скорости экструзии и износостойкости рабочих органов экструдера и элементов конструкции экструзионной головки [6].

Обычно при рассмотрении течения жидкостей в каналах полагают, что скорость его вблизи неподвижной стенки равна нулю. Однако в ряде случаев жидкость может проскальзывать по стенке канала. Это явление пристенного скольжения существенно влияет на характер течения. Предложен целый ряд моделей, объясняющих механизм проскальзывания. Из них можно выделить три основных механизма, каждый из которых справедлив для определенного класса сред [7]:

1. Скольжение вязкопластичных материалов, у которых напряжение сдвига превосходит предел текучести и которые находятся вблизи стенки в пластическом, а в ядре потока — в твердофазном состоянии.

2. Скольжение вязкоупругих сред с релаксационным переходом материала в высокоэластическое состояние. Характерным примером является механизм скольжения, заключающийся в чередова-

нии прилипания частиц полимера к стенке и отрыва от нее под действием накопленной упругой деформации.

3. Скольжение дисперсных сред с выделением вблизи стенки тонкого слоя маловязкой жидкости и образованием двухслойного потока.

Во всех трех случаях механизм проскальзывания может быть усилен выполнением стенок канала из материала с малой адгезией.

Для этих целей используется фторопласт, политетрафторэтиленпропилен или покрытие тонкоизмельченной твердой смазкой, фторуглеродной смолой, сополимером тетрафторэтилена с перфторакрилвиниловым эфиром. Однако механизмы подпитки постоянно расходуемого слоя смазки не разработаны, а материалы с низкой адгезией не обладают износостойкостью.

Создание устойчивого проскальзывания материала может обеспечить принудительно создаваемый тонкий жидкий или газообразный смазочный слой. Использование смазки заключается в том, что в газообразном или жидком состоянии она подается для создания разделительной пленки между материалом и стенками инструмента. Может быть два принципиально отличных способа подвода смазки в канал: локальный (рис. 5.33, *а, б*) и распределенный (рис. 5.33, *в, г*). При локальном способе подвод смазки производится по ограниченной поверхности канала (кольцевой зазор [10], пористое кольцо [11]). Распределенный способ характеризуется подачей смазки от выбранного места подвода до окончания канала. В этом случае стенка канала выполняется из пористых материалов, обеспечивающих проникновение смазки к внутренней поверхности. При распределенном способе подвода часть наружной поверхности пористого элемента может быть выполнена непроницаемой (рис. 5.33, *г*). Регулирование потока подводимой смазки может быть произведено изменением гидродинамического сопротивления подводящих смазку каналов или прикладываемым давлением.

При распределенном способе подвода смазка, подаваемая под давлением, фильтруется через пористый элемент, попадает на всю внутреннюю поверхность канала от места подвода до конца. При локальном способе смазка, попадая на ограниченный участок канала после фильтрации (пористое кольцо) или протекания через кольцевой зазор, затягивается материалом и создает смазочный слой на оставшейся части канала. Необходимо отметить, что при

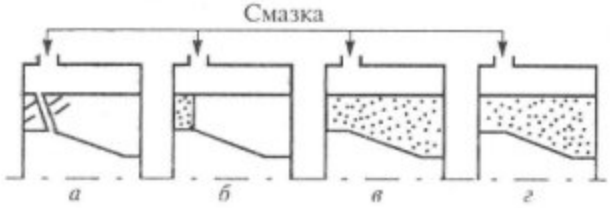


Рис. 5.33. Способы подвода смазки

видимой схожести способов подачи смазки они принципиально отличаются, особенно когда основной поток материала обладает выраженными вязкоупругими свойствами. Недооценка сказанного явилась, по-видимому, причиной отказа в ряде случаев от смазок, несмотря на то что использование их сулило значительный выигрыш.

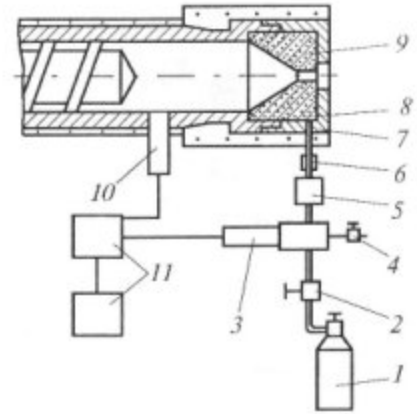


Рис. 5.34. Схемы подвода смазки:

7 — гайка; *9* — формующий мундштук; *10* — датчик давления расплава полимера; *11* — регистрирующие приборы; остальные поз. — в тексте

Схема подвода смазки в формующий инструмент изображена на рис. 5.34 [9]. Система подвода смазки работает следующим образом: сжатый газ, находящийся в баллоне высокого давления *1*, поступает в воздушный редуктор *2*, в котором происходит понижение давления до величины, необходимой для осуществления процесса течения со смазочной пленкой. Затем по соединительным трубопроводам газ поступает к датчику замера давления смазки *3* и далее в емкость *5*. Емкость *5* используется в случае применения жидких смазок, а сжатый газ служит выдавливающей средой. В системе после датчика давления установлен клапан *4* для сброса давления.

Из емкости *5* смазка поступает в нагреватель *6*, а затем из смазочной полости *8* через пористые стенки канала — на внутреннюю поверхность фильеры, где создает разделительную смазочную пленку.

Система позволяет регулировать температуру подводимой смазки [12], осуществлять управление подводом смазки в зависимости от параметров процесса [13]. Для вторичного использования жидких смазок предусмотрена система отбора смазки с поверхности экструдата.

Пористые элементы инструмента для подвода смазки. Использовалось два их вида: пористые элементы локального и распределенного подвода смазки [6]. При локальном способе подвода смазка подводится по ограниченной поверхности канала. На рис. 5.35 приведена одна из конструкций, в которой пористое кольцо *1* устанавливается между формующим каналом *2* и фланцем *3*. Смазка к кольцу *1* подводится через штуцер *4* и кольцевую проточку *5*. Для устранения деформации пористого материала и снижения его открытой пористости поджатие осуществляют определенной нагрузкой, а уплотнение — с помощью герметиков или поджатием уплотнительного кольца *6* дополнительной гайкой *7*. В случае распределенного способа подвода смазки (рис. 5.36) весь формующий

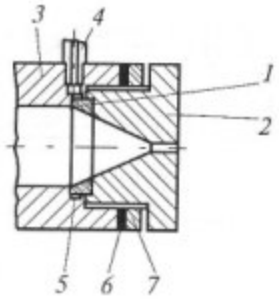


Рис. 5.35. Экструзионная головка с локальным подводом смазки

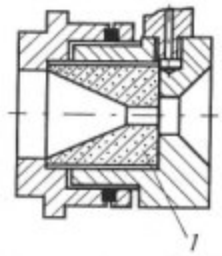


Рис. 5.36. Экструзионная головка с распределенным подводом смазки

инструмент *1* выполняется из пористого материала [14]. Крепление и уплотнение аналогично ранее описанному.

При использовании смазок в процессе экструзии наблюдаются закономерности, общие для широкого класса материалов (от модельных до расплавов и композиций на их основе) и характерные для определенных материалов (вязкоупругие, магнитопласты, химически активные и т. д.).

Рассмотрим наблюдаемые эффекты на примере экструзии ПВХ и ПЭ-композиции. Зависимости давлений экструзии смазки и массовой производительности от частоты вращения шнека для стационарных режимов показаны на рис. 5.37–5.39. Создание смазочной пленки при экструзии сказывается прежде всего на падении давления экструзии; так, для ПВХ оно уменьшается в 2–2,5 раза, для ПЭ-композиций — в 1,7–2,1 раза во всех исследованных режимах. При увеличении N до 30 об/мин (рис. 5.37) наблюдается интенсивный рост давления экструзии на обоих режимах, связанный со значительным повышением производительности G. При дальнейшем увеличении N давление экструзии падает. Это вызва-

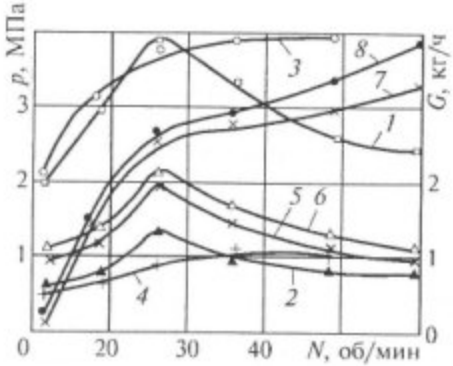


Рис. 5.37. Зависимость давления экструзии, смазки и массовой производительности от частоты вращения шнека. Материал – непластифицированный поливинилхлорид (ПВХ). Изделие – пруток круглого сечения диаметром *3* мм:

1 — давление экструзии без смазки; *2* — давление экструзии со смазкой; *3* — давление экструзии (расчетная кривая) с учетом прилипания расплава полимера к стенке канала; *4* — давление экструзии (расчетная кривая) при идеальном скольжении (напряжение сдвига на стенке равно нулю); *5* — кривая давления смазки (азот); *6* — кривая давления смазки (масло минеральное); *7* — производительность без смазки; *8* — производительность со смазкой

Рис. 5.38. Зависимость давления экструзии ПВХ, смазки и массовой производительности от частоты вращения шнека. Изделие – труба с наружным диаметром *5* мм и толщиной стенки в *1* мм:

1 — давление экструзии без смазки; *2* — давление экструзии со смазкой; *3* — давление смазки; *4* — производительность без смазки; *5* — производительность со смазкой

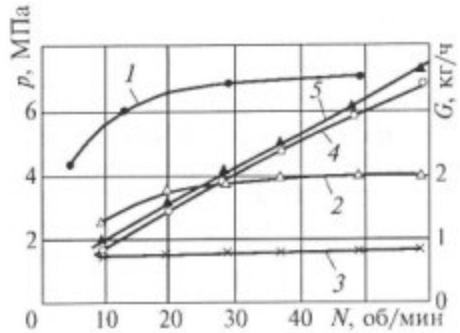
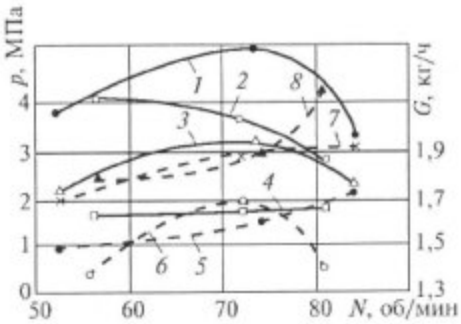


Рис. 5.39. Зависимость давления экструзии и массовой производительности от частоты вращения шнека:

1 — давление экструзии ПВХ без смазки; *2* — давление экструзии ПЭ-композиции без смазки; *3* — давление экструзии ПВХ со смазкой; *4* — давление экструзии ПЭ-композиции со смазкой; *5* — производительность для ПВХ без смазки; *6* — производительность для ПЭ-композиции без смазки; *7* — производительность для ПВХ со смазкой; *8* — производительность для ПЭ-композиции со смазкой



но снижением давления на входе в формующий инструмент в результате уменьшения вязкости расплава, связанного с повышением его температуры за счет внутренней диссипации тепла. Это хорошо прослеживается на зависимости G от N. Кривые зависимости $G = f(N)$ в режимах со смазкой и без нее в точке $N = 30$ об/мин имеют перегиб, после которого увеличение числа оборотов шнека приводит к замедлению роста производительности. Сравнение обоих режимов по этой характеристике показывает, что до $N = 30$ об/мин они практически совпадают. В случае соответствия параметров процесса экструзии точкам крутого участка напорно-расходной кривой, сопротивление формующей головки мало влияет на G. При этом производительность шнека при данной частоте вращения близка к максимально возможной и слабо зависит от противодавления со стороны формующего инструмента. Поэтому эффект смазки в экструзионной головке проявляется только в снижении давления экструзии и не проявляется в увеличении производительности.

При уменьшении давления экструзии рабочие параметры процесса соответствуют точкам, лежащим на пологом участке кривой. В этом случае уменьшение сопротивления формующей головки (режим со смазкой) приводит не только к падению давления экструзии, но и к увеличению производительности. Чем больше N

(ниже давление экструзии), тем эта разница значительнее: при N = = 86 об/мин она составляет 0,4 кг/ч, а при N = 100 об/мин G = = 0,43 кг/ч. Описанное наблюдается при экструзии ПЭ-композиций и других материалов.

Влияние угла конуса канала на гидродинамическое сопротивление при течении в конических каналах. Численным экспериментом показано [6], что зависимость давления от угла конуса канала носит немонотонный характер с участком экстремума, причем увеличение аномалии вязкости смещает экстремум в область меньших значений угла конуса. Так, для ньютоновской жидкости минимум

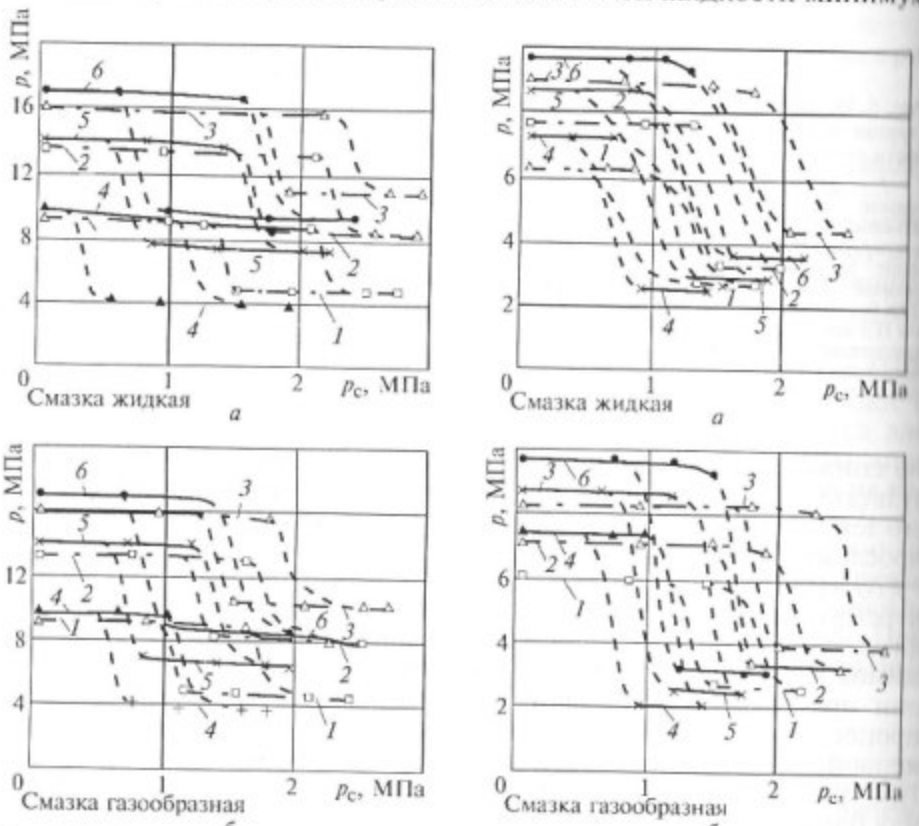


Рис. 5.40. Зависимость давления экструзии $p_э$ от давления смазки p_c — жидкой (*а*) и газообразной (*б*). Материал — ПЭНД с наполнителем.

Угол входного конуса равен 60°, N равно:

1 — 10 об/мин; *2* — 30 об/мин; *3* — 50 об/мин.

Угол входного конуса равен 30°, N равно: *4* — 10 об/мин; *5* — 30 об/мин; *6* — 50 об/мин

Рис. 5.41. Зависимость давления экструзии $p_э$ от давления смазки p_c — жидкой (*а*) и газообразной (*б*). Материал — ПВХ.

Угол входного конуса равен 60°, N равно:

1 — 10 об/мин; *2* — 30 об/мин; *3* — 50 об/мин.

Угол входного конуса равен 30°, N равно: *4* — 10 об/мин; *5* — 30 об/мин; *6* — 50 об/мин

давления приходится на область углов ~120°, а для жидкости с показателем нелинейности 1,4 минимуму соответствует угол 75°. Рассматривая течение при наличии смазки как течение предельно нелинейной жидкости, можно предположить, что экстремум должен сместиться в область очень малых углов. В эксперименте были использованы конические каналы с углами 30° и 60° при одинаковом отношении площадей на входе и выходе из канала. Для двух материалов при использовании жидкой и газообразной смазки результаты эксперимента представлены на рис. 5.40 и рис. 5.41. Сопоставляя кривые *1—4, 2—5, 3—6*, видим, что давления, соответствующие углу 60°, ниже по верхнему уровню (экструзия без смазки) и выше по нижнему уровню (экструзия со смазкой). Кривые, соответствующие углу 30°, переходят на нижний уровень при меньших давлениях смазки P_c и имеют несколько шире петлю гистерезиса. Иначе говоря: во-первых, эксперимент подтверждает выводы о том, что в обычном режиме конус с углом 60° имеет гидродинамическое сопротивление меньше, чем с углом 30°; во-вторых, создание смазочного слоя смещает экстремум зависимости давления экструзии $P_э = f(\alpha)$ в сторону очень малых углов, во всяком случае меньше 30°. Это достаточно хорошо видно на рис. 5.42; в-третьих, для малых углов конусов при распределенном способе подвода смазки требуется в 1,2—1,8 раз меньший уровень давления смазки для выхода на режим и его поддержания.

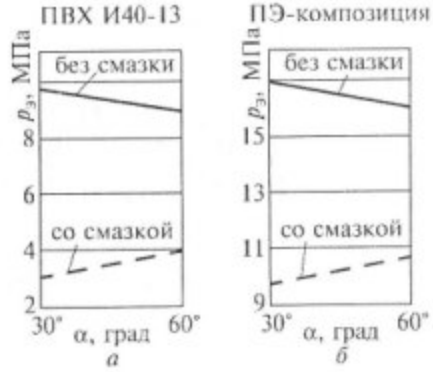


Рис. 5.42. Влияние угла входного конуса формующего мундштука на давление экструзии:

а — экструзия ПВХ; *б* — ПЭНД с наполнителем

Глава 6

ЭКСТРУЗИОННЫЕ АГРЕГАТЫ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ИЗДЕЛИЙ ИЗ ТЕРМОПЛАСТОВ

6.1. АГРЕГАТЫ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ОБЪЕМНЫХ ИЗДЕЛИЙ МЕТОДОМ ЭКСТРУЗИИ С РАЗДУВОМ

6.1.1. ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

В связи с использованием тары из полимерных материалов для транспортировки и хранения пищевых продуктов и различных товаров химической, фармацевтической, нефтеперерабатывающей, парфюмерной и других отраслей промышленности резко возросла потребность в увеличении производства объемных (полых) изделий из термопластов методом экструзии с раздувом. Многие объемные изделия из термопластов (бочки, фляги, канистры, бутылки и т. д.) невозможно изготовить ни одним из известных методов, кроме метода раздувного формования. Преимуществами данного метода являются: сравнительная простота технологии производства, высокая производительность оборудования, возможность автоматизации производства, невысокая стоимость оснастки. Наиболее распространенным методом производства объемных изделий является раздувание воздухом трубчатой заготовки, полученной экструзией в открытое пространство.

Заготовку из термопласта для раздувания можно получать на литьевых или экструзионных машинах. Соответственно различают два метода производства раздувных объемных изделий: литьевой и экструзионный.

Сущность литьевого метода состоит в следующем: термопласт, доведенный до вязкотекучего состояния в пластикаторе литьевой машины, впрыскивается под давлением в предварительно сомкнутую литьевую форму, внутри которой укреплен пустотелый сердечник (рис. 6.1, *а*). Трубчатая заготовка оформляется в зазоре между сердечником и внутренней поверхностью литьевой формы. Заготовка может быть отлита по форме, близкой к раздуваемому изделию. При литье нераздуваемые части (горловина емкостей, резьба, ручки и т. д.) могут полностью соответствовать готовому изделию. После оформления заготовки (рис. 6.1, *б*) литьевая форма сразу же размыкается (рис. 6.1, *в*), и сердечник вместе с горячей заготовкой переносится в раздувную форму (рис. 6.1, *г*).

После смыкания полуформ раздувной формы через отверстие в сердечнике внутрь заготовки подается сжатый воздух, и заготовка раздувается по конфигурации оформляющей полости формы (рис. 6.1, *д*), при этом толщина стенок заготовки уменьшается, а ее размеры по сечению увеличиваются в несколько раз. Изделие охлаждается подаваемым на раздувание холодным воздухом, а также при контакте с поверхностью оформляющей полости полуформы, которая охлаждается водой. По окончании охлаждения изделия полуформы размыкаются и изделие удаляется (рис. 6.1, *е*).

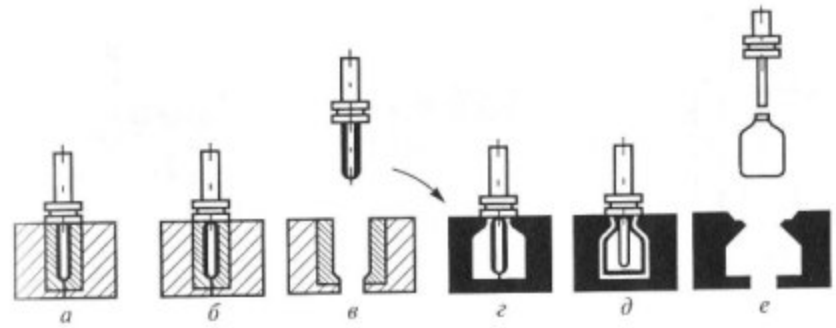


Рис. 6.1. Схема производства раздувных изделий по литьевому методу

Литьевой метод производства раздувных объемных изделий позволяет получать изделия сложной конфигурации с равномерной толщиной стенок. Отходы материала при производстве объемных изделий литьевым методом отсутствуют. Однако такое производство требует значительных капитальных затрат, ввиду высокой стоимости литьевых машин, и дополнительных затрат на изготовление дорогостоящих литьевых форм. Поэтому данный метод рекомендуется для производства небольших емкостей, несмотря на то, что качество изделий, раздуваемых из заготовок, полученных литьем под давлением, значительно выше, чем изделий, раздуваемых из заготовок, полученных методом свободной экструзии.

У изделий, полученных литьевым методом, отсутствуют сварные швы, что предотвращает образование трещин, возникающих в результате концентрации напряжений по месту сварных швов заготовок. Кроме того, заготовка, полученная отливкой в замкнутую полость формы, имеет более равномерную температуру и толщину стенок.

Широкое распространение получил экструзионный метод, обеспечивающий высокую производительность оборудования при сравнительно невысоких капитальных затратах.

Сущность экструзионного метода состоит в следующем (рис. 6.2): перерабатываемый полимер в виде расплава из материального цилиндра *2* шнеком *1* подается в угловую головку *3*, откуда выдавливается в виде трубчатой заготовки *7* через кольцевой зазор, образованный дорном *4* и мундштуком *6*. По достижении необходимой длины заготовки полуформы *8* смыкаются с помощью пневмо-

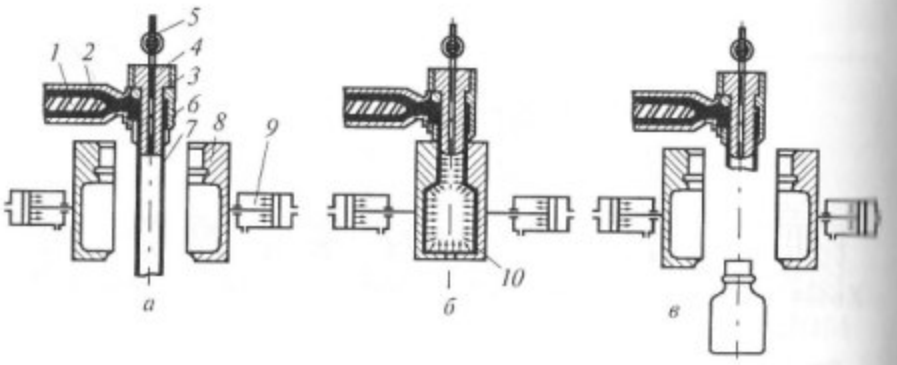


Рис. 6.2. Схема производства раздувных изделий по экструзионному методу

или гидроцилиндров *9*, зажимая один конец заготовки на формующем ниппеле (в данном случае ниппелем служит конец дорна *4*) и сваривая другой ее конец с помощью пресс-кантов полуформ. Через трубку *5* с краном внутрь заготовки подается сжатый воздух *10* на ее раздув (рис. 6.2, *б*). После охлаждения изделия полуформы размыкаются и изделие удаляется (рис. 6.2, *в*).

Воздух на раздув заготовок, полученных выдавливанием термопласта через формующий инструмент в атмосферу, может подаваться сверху — через отверстие в дорне экструзионной головки (рис. 6.3, I), снизу — через отверстие в формующем ниппеле, на который в процессе выдавливания надевается заготовка (рис. 6.3, II), или через дутьевую иглу (рис. 6.3, III).

Самым простым является способ подачи сжатого воздуха на раздув заготовки через полую дутьевую иглу. Дутьевая игла диаметром 2—2,5 мм вводится в зажатую полуформами раздувной формы размягченную пластмассовую заготовку прокалыванием последней, и через отверстие в игле воздух подается внутрь заготовки для ее раздува.

Другим распространенным способом подачи воздуха на раздув заготовок является подача снизу, через формующий ниппель. При этом методе трубчатая заготовка находится над полым ниппелем, наружный диаметр которого соответствует внутреннему диаметру горловины готового изделия. Горловинная часть раздувной формы при смыкании последней прижимается к пластицированному материалу, выдавливает наружу излишек его и таким образом формирует гладкое отверстие в горловине. В этом случае обычно не требуется последующей обработки горловины внутри. Однако в большинстве случаев необходимо отделять от горловины выдавленный формой избыток материала. Подача воздуха снизу используется, например, при формовании многогорловых сосудов. Такие сосуды изготавливают раздувом с применением нескольких ниппелей. В зависимости от относительного движения заготовки и

полуформ приемного устройства требуется в некоторых случаях приспособление, которое перед смыканием полуформ ориентирует заготовку относительно ниппеля. Необходимость в установке этого приспособления, а также специальных механизмов для съема готовых изделий с ниппеля и их удаления является недостатком способа подачи воздуха снизу.

Рекомендуется применять способ подачи сжатого воздуха сверху, через отверстие в дорне. В этом случае отпадает необходимость в точном фиксировании положения заготовки относительно приемного устройства и появляется возможность раздувать заготовки нецилиндрической формы для получения прямоугольных или овальных изделий.

Недостатком экструзионного метода производства объемных изделий раздувом является неравномерная толщина стенок (разнотолщинность) изделия, возникающая в результате разнотолщинности заготовки по ее высоте из-за вытяжки под действием собственного веса за время экструзии, а также из-за неравномерности температуры заготовки по высоте (более низкую температуру имеет нижняя часть заготовки, которая за время выдачи последней успевает охладиться). Другой недостаток этого метода — большое количество отходов, достигающее в некоторых случаях 50 % от массы изделия.

В зависимости от массы изделия раздувные агрегаты выпускаются без копильника и с копильником, назначением которого яв-

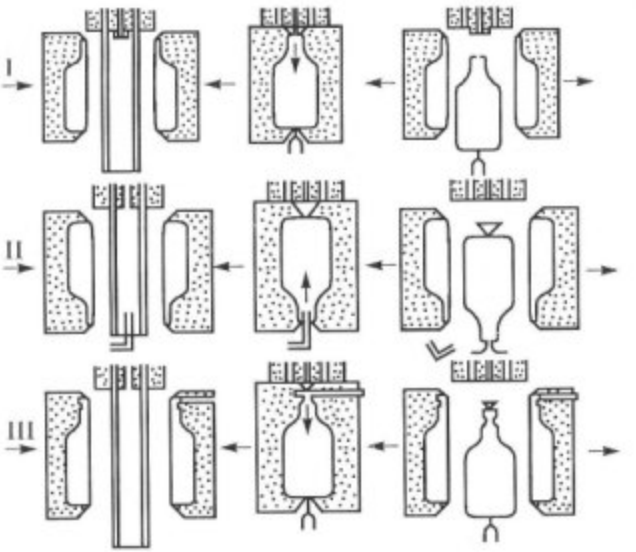


Рис. 6.3. Схема раздува заготовки сжатым воздухом, подаваемым сверху (I), снизу (II) и через дутьевую иглу (III)

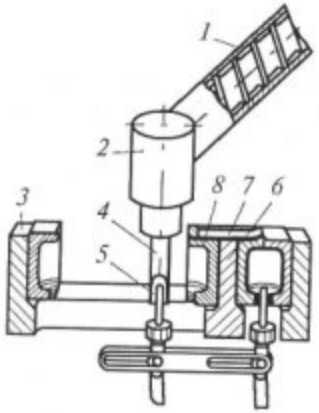


Рис. 6.4. Схема экструзионно-раздувного агрегата с горизонтальным расположением экструдера

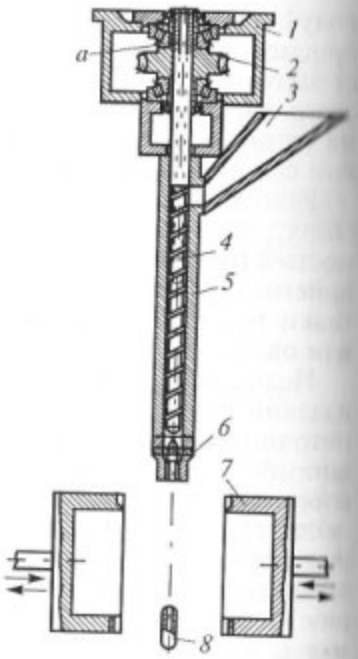


Рис. 6.5. Схема экструзионно-раздувного агрегата с вертикальным расположением экструдера

ляется прием расплава полимера от экструдера во время охлаждения изделия и быстрое выдавливание через прямоточную головку трубчатой заготовки.

На рис. 6.4 представлена конструктивная схема раздувного агрегата без копильника, с горизонтальным расположением экструдера. Экструдер *1* подает готовый расплав полимера в угловую головку *2*, откуда тот в виде трубчатой заготовки *4* подается на ниппель *5*, после чего экструдер останавливается, а полуформы *8* смыкаются (механизм смыкания не показан); заготовка срезается ножом *7*, и подачей сжатого воздуха происходит раздув заготовки и ее охлаждение. В это время из правых половин приемных устройств *3* и *6* извлекается готовое изделие, а пустые полуформы подаются к приему трубчатой заготовки. Подъем и опускание приемного устройства и его возвратно-поступательное движение осуществляются гидромеханическими устройствами (на рис. 6.4 не показаны).

На рис. 6.5 изображен раздувной агрегат вертикального типа. Такая его компоновка позволяет экономить производственную площадь. В раздувных агрегатах вертикального типа для формования трубчатой заготовки применяется прямоточная головка. Перерабатываемый материал из загрузочной воронки *3* транспортируется шнеком *4*, вращающимся в цилиндре *5*, к формующему инструменту *6* и выдавливается в виде трубчатой заготовки (на

рис. 6.5 не показана). Заготовка насаживается на ниппель *8*, полуформы *7* смыкаются, а заготовка у формующего инструмента отрезается специальным ножом (на рис. 6.5 не показан). Раздув заготовки осуществляется сжатым воздухом, подаваемым через ниппель *8*. Привод шнека *4* осуществляется электродвигателями (на рис. 6.5 не показаны) через червячный редуктор *2*, а сам экструдер смонтирован на станине *1*, закрепляемой на специальной форме.

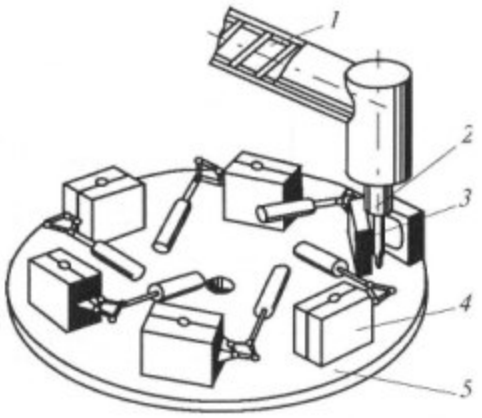


Рис. 6.6. Схема многопозиционного экструзионно-раздувного агрегата

Для повышения производительности экструзионно-раздувных агрегатов применяются, помимо двухпозиционных приемных устройств, многопозиционные ротационные или роторные приемные устройства (рис. 6.6). В таких агрегатах используются экструдеры высокой производительности *1*, работающие непрерывно, и трубчатая заготовка *3* экструдируется через угловую головку *2* вертикально вниз. Раздувные формы *4* располагаются по периферии ротора *5*, на котором предусмотрены рычажные механизмы запирания. Число раздувных форм, установленных на роторе, определяется производительностью экструдера и временем раздувания и охлаждения изделия в форме.

Для получения объемных раздувных изделий с равномерной толщиной стенок, особенно в производстве крупногабаритных изделий, используют высокие скорости выдачи заготовки, т. е. сокращают время их выдачи. Это достигается двумя способами: применением спаренных экструдеров в одном экструзионно-раздувном агрегате или экструдеров с копильником.

На рис. 6.7 дана конструктивная схема экструзионно-раздувного агрегата для производства крупногабаритных изделий с двумя экструдерами *1* и *3*, нагнетающими расплав полимера в угловую головку *2*, откуда он выдавливается в виде трубчатой заготовки *7*, насаживаемой на ниппель *6*. Раздув заготовки осуществляется сжатым воздухом, подаваемым через ниппель *6* при сомкнутых полуформах *5*, закрепленных на плитах приемного устройства *4*. Экструдеры на время раздува заготовки и охлаждения изделия выключаются. По окончании охлаждения форма размыкается, изделие удаляется, а экструдеры включаются в работу вновь и цикл повторяется.

Все экструзионно-раздувные агрегаты для производства крупногабаритных изделий можно разделить на машины, имеющие

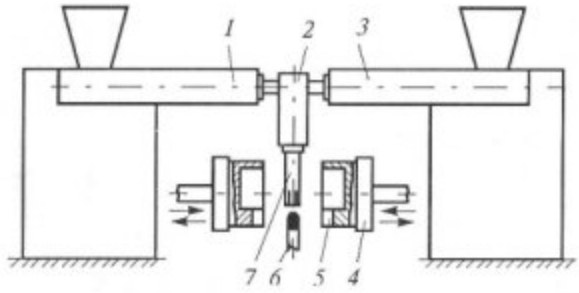


Рис. 6.7. Схема экструзионно-раздувного агрегата (фирма «Каутекс Верке Хаген», ФРГ)

копильник между экструдером и головкой, и машины, у которых копильником является цилиндр пластикатора. В раздувных агрегатах последнего типа (рис. 6.8) пластикатор работает по принципу литьевых машин. При пластикации перерабатываемого материала шнек *7* отходит назад, а в гидроцилиндре *10* поддерживается давление пластикации от 1 до 5 МПа, в зависимости от типа перерабатываемого материала. Объем расплава полимера в копильнике (в пространстве материального цилиндра между концом шнека *7* и входом в угловую головку *11*) регулируется положением конечного выключателя *9*, на который давит регулирующий кулачок *8*,

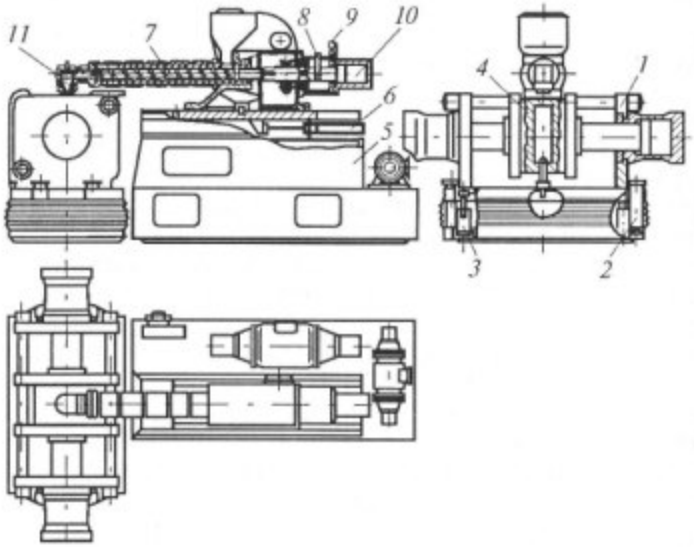


Рис. 6.8. Схема экструзионно-раздувного агрегата с копильником совмещенного типа (фирма «Каутекс Верке Хаген», ФРГ)

жестко связанный со шнеком *7*, который перемещается вправо при наборе необходимой дозы расплава и влево — при выдавливании трубчатой заготовки. По окончании набора необходимой дозы расплава полимера вращательное движение шнека *7* прекращается, и под действием давления впрыска в гидроцилиндре *10* шнек перемещается влево, выдавливая расплав из угловой головки *11* в виде трубчатой заготовки. Подвод пластикатора с трубчатой заготовкой к полуформам *4* осуществляется гидроцилиндром *6*, который производит возвратно-поступательное движение пластикатора по направляющим (на рис. 6.8 не показаны), установленным на станине *5*. Возвратно-поступательное движение приемного устройства *1* с полуформами *4* в вертикальной плоскости осуществляется гидравлическими домкратами *3* по направляющим колоннам *2*.

Основным недостатком экструзионно-раздувного агрегата со встроенным копильником является высокая по сравнению с экструдером стоимость пластикатора.

Конструктивная схема экструзионно-раздувного агрегата с раздельным копильником показана на рис. 6.9. Пластикация перерабатываемого полимера осуществляется шнеком *19*, который выдавливает расплав полимера в пространство цилиндра *5* между плунжером впрыска *6* и коническим переходным каналом в корпусе головки *2*. При наборе дозы расплава плунжер под действием давления пластикации смещается вправо, перемещая через шток *20* поршень *21* со штоком *12*, который через водило *11* с гайкой *10* связан с водилом *9*. На валу водила *9* установлены кулачки *7* и *8*, которые приводят в действие конечные выключатели *17* и *18*, управляющие процессами набора дозы расплава и ее впрыска. По окончании набора необходимой дозы расплава подачей жидкости

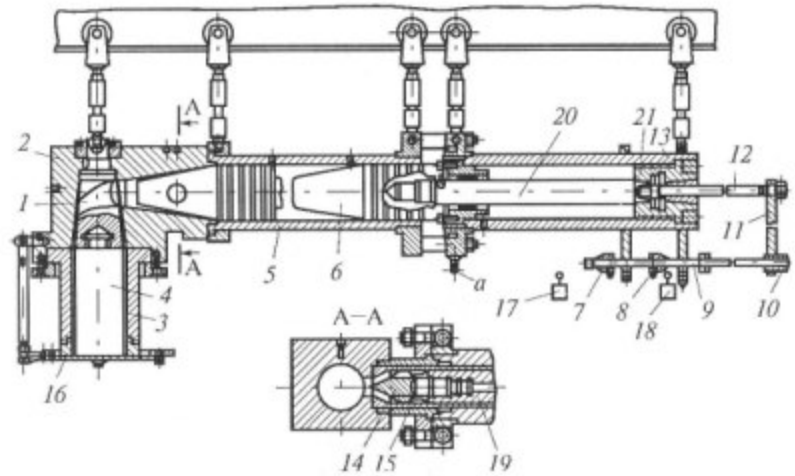


Рис. 6.9. Схема угловой головки ВА-60 с копильником

в поршневую полость гидроцилиндра *13* осуществляется выдавливание расплава полимера плунжером *6*, приводимым в движение штоком *20* и поршнем *21*, через угловую головку в виде трубчатой заготовки. Кольцевой зазор заготовки образован дорном *4* с дорнодержателем *1* и мундштуком *3*. Отрезание трубчатой заготовки в момент ее раздува осуществляется специальным ножом *16*, совершающим вращательное движение по торцу формующего инструмента. Во избежание утечки расплава полимера в экструдере предусмотрен специальный наконечник *14* с клапаном *15*, прижимающимся в момент впрыска к торцевой поверхности конца шнека *19*.

6.1.2. СВОБОДНАЯ ЭКСТРУЗИЯ И РАЗДУВ ЗАГОТОВКИ

При расчете технологических параметров процесса раздува и геометрических размеров формующего инструмента исходят из размеров изделия. С учетом оформления донышка длина заготовки L_0 должна в среднем на 15 % превышать общую высоту полого изделия L_1 [1, 15]:

$$L_0 = 1{,}15\,L_1. \tag{6.1}$$

Наружный диаметр заготовки D_0 может быть определен исходя из значения коэффициента раздува ε_p, под которым понимают отношение наружного диаметра изделия D_1 к наружному диаметру заготовки D_0:

$$\varepsilon_p = \frac{D_1}{D_0};\ D_0 = \frac{D_1}{\varepsilon_p}. \tag{6.2}$$

Толщина стенки заготовки δ_0 может быть рассчитана по формуле [1]:

$$\delta_0 = 1{,}2\frac{D_1 - \sqrt{D_1 - 4\varepsilon_p D_1\delta_1 + 4\varepsilon_p^2\delta_1^2}}{2\varepsilon_p}, \tag{6.3}$$

где δ_1 — толщина стенки изделия.

Скорость выхода («выдачи») трубчатой заготовки v_0 зависит от плотности, вязкости расплава и длины заготовки. Для ее оценки используют следующие эмпирические соотношения [2]:

$$v_0 = \frac{15{,}55\cdot 10^5 L_0^2\rho}{\mu_{эфф}}, \tag{6.4}$$

где $\mu_{эфф}$ — эффективная вязкость расплава на выходе из головки, Па·с; L_0 — длина заготовки, м; ρ — плотность расплава при температуре экструзии, Н/м^3.

Из формулы (6.4) видно, что длинные заготовки необходимо выдавливать с максимальной скоростью. Повышенные скорости

выхода обеспечивают агрегаты с копильником. Для улучшения качества заготовок копильники устанавливают не только на крупных агрегатах, но и на современных агрегатах небольших размеров.

Необходимый объемный расход Q получается умножением линейной скорости выдачи заготовки на площадь ее поперечного сечения:

$$Q = \pi\delta_0\left(D_0 - \delta_0\right)v_0, \tag{6.5}$$

где v_0 — скорость выхода заготовки.

Время выхода («выдачи») заготовки τ определяется отношением $\tau = L_0/v_0$.

Геометрические параметры основных элементов головки должны определяться с учетом эффекта разбухания расплава:

$$D_м = D_0/\beta;\quad D_д = \left(D_0 - 2\delta_0\right)/\beta, \tag{6.6}$$

где β — коэффициент разбухания; $D_м$ и $D_д$ — диаметры мундштука и дорна головки соответственно.

Результаты теоретического и экспериментального изучения эффекта постэкструзионного разбухания полиолефинов рассмотрены для каналов круглого и сложных сечений [3—5]. Что касается течения полиолефинов в кольцевых головках, применяемых для экструзионно-выдувного формования полых изделий, то общие закономерности влияния различных параметров на коэффициент β здесь остаются теми же, что и при течении в других каналах, а именно: разбухание увеличивается с возрастанием молекулярной массы (снижением индекса текучести) полимера, скорости и напряжения сдвига (скорости экструзии) и понижается с повышением температуры формования [10—14]. Начиная с некоторых значений скорости и напряжения сдвига величина β «насыщается», так что для каждого полимера существуют предельные значения $\dot{\gamma}$ и τ, выше которых разбухание остается практически неизменным [6—9].

На величину разбухания кроме молекулярных характеристик полимера (молекулярной массы и молекулярно-массового распределения) и технологических параметров экструзии (температуры, скорости и напряжения сдвига) сильное влияние оказывают такие геометрические параметры формующего инструмента, как длина профилирующего канала, угол наклона образующей дорна, размеры и конфигурация сечения головки и др.

Часто различают два вида разбухания — «массовое» и «геометрическое». Первое представляет собой разность между фактическим и теоретическим отношением массы к длине заготовки, а второе — разность между фактическим диаметром заготовки и диаметром формующего инструмента. Иногда отмечается, что к изменению перечисленных выше параметров более чувствительно «массовое» разбухание, в то время как «геометрическое» относительно слабо зависит от размеров головки. Такое утверждение

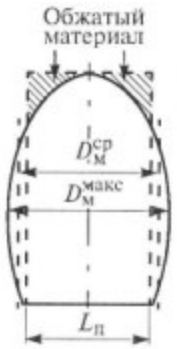


Рис. 6.10. Схема для расчета массы изделия (с пережимом материала заготовки; $L_п$ — ширина пережима)

вряд ли можно считать справедливым, так как оба параметра связаны между собой. Важно, что изменение внутреннего и наружного диаметров заготовки при разбухании в пределах ошибки экспериментов одинаково, и за величину β может практически приниматься отношение $D_0/D_м$.

Для всех полиолефинов, независимо от температуры и скорости экструзии, характерно уменьшение значения β с увеличением длины кольцевого канала формующего инструмента [1, 6]. При этом начиная с некоторого максимального значения относительной длины канала $L_м/\delta$ (где $L_м$ — длина кольцевого зазора, δ — толщина зазора) разбухание, достигнув минимума, остается практически постоянным. Для полиэтиленов такая длина формующего инструмента составляет около 20 толщин кольцевого зазора, а для полипропиленов предельное значение $L_м/\delta$ достигает 25—30. При этом изменения внутреннего и наружного диаметров заготовок при разбухании практически одинаковы и возрастают с увеличением скорости сдвига (рис. 6.10). С уменьшением отношения внутреннего размера заготовки к наружному (или отношения наружного размера дорна к внутреннему размеру мундштука) наблюдается увеличение разбухания, которое достигает максимума для экструдата в виде сплошного прутка (стержня). Максимальные значения коэффициента β для полиолефинов могут достигать 1,7—2,3.

Зависимость между разбуханием трубчатой заготовки и соотношением ее геометрических размеров для случая «установившегося» разбухания полиолефинов хорошо описывается эмпирическим уравнением [1, 15]

$$\beta = \sqrt{\beta_0^2 - \beta_0\left(\frac{D_0 - 2\delta_0}{D_0}\right)^2 - 0{,}1\beta_0\frac{D_0 - 2\delta_0}{D_0}}, \qquad (6.7)$$

где β и β_0 — коэффициенты разбухания соответственно для трубчатой заготовки и круглого сплошного прутка ($\beta_0 = d_e/d_к$; здесь d_e и $d_к$ — диаметры соответственно экструдата и круглого канала, или капилляра); δ_0 — толщина заготовки.

Если заготовка при изготовлении полого изделия не пережимается в горловине, то диаметр мундштука определяется по формуле [15]:

$$D_м = d_г/(\beta n_1), \qquad (6.8)$$

где $d_г$ — диаметр горловины в форме; β — коэффициент разбухания, равный $D_0/D_м$; $n_1 = d_г/(\delta_0 D_0)$ — так называемый «коэффициент оформления горловины».

Коэффициент разбухания может быть выражен через удельный объем материала v, массу заготовки (или массу изделия — брутто) G_0, сечение кольцевого зазора S и высоту изделия H:

$$\beta = \frac{vG_0}{SH}. \qquad (6.9)$$

Размеры мундштука также можно рассчитывать исходя из длины сварного шва L_S на дне изделия. Отношение диаметра дна изделия D_1^0 к длине шва должно быть не менее 1,2 : 1, т. е. шов должен занимать примерно 80 % диаметра дна. На практике для полиолефинов отношение D_1^0/L_S выбирают в пределах 1,1—1,6 [1, 2, 15]. С учетом разбухания

$$D_м = \frac{2L_S}{\pi\beta}; \qquad (6.10)$$

при «пережиме» заготовки диаметр мундштука рассчитывают по формуле [15, 18]:

$$D_м = \frac{2D_1}{\pi\beta n_2}, \qquad (6.11)$$

где D_1 — диаметр изделия; $n_2 = D_1/(0{,}5\pi D_0)$ — так называемый «коэффициент пережима заготовки».

Диаметр дорна равен $D_д = D_м - 2\delta$, а толщина кольцевого зазора головки δ определяется из соотношения:

$$\delta = \frac{G_0}{\pi D_м \rho L_0}, \qquad (6.12)$$

где ρ — плотность полимера.

Массу изделия (нетто) G_1 определяют по чертежу изделия с учетом поверхности пережима и облоя. Для полых изделий из полиолефина типа бутылей и флаконов отходы, как правило, составляют 15—25 %, так что коэффициент $k = G_1/G_0$ может быть принят равным 0,8. Для расчета массы изделия рекомендована формула [21]:

$$G_1 = kP\delta L_0\beta^2, \qquad (6.13)$$

где P — периметр кольцевого зазора головки; $k = 0{,}8$; β — коэффициент разбухания, определенный при 190 °С и градиенте скорости сдвига $\dot{\gamma} = 5\,с^{-1}$ по методике, описанной в работе [8].

Другой метод расчета (рис. 6.10) [8], обеспечивающий вычисление массы полых изделий с ошибкой не более ±5 %, основан на следующих формулах:

$$L_п = \frac{\pi}{2}\bar{D}_м(0{,}01\beta + 1);\ \bar{D}_м = d_г(1-\beta);\ D_д = \sqrt{\left(\bar{D}_м\right)^2 - 4G_1/(\pi H\rho)}, \qquad (6.14)$$

где $L_п$ — ширина «пережима»; $d_г$ — наименьший наружный диаметр горловины изделия.

Необходимо обратить внимание еще на один момент. Независимо от способа подачи сжатого воздуха на раздув заготовки его рабочее давление оказывается выше заданного вследствие нагрева и расширения. Рабочее давление определяется уравнением:

$$P_1 = P_0 \frac{T_1}{T_0}, \tag{6.15}$$

где P_1 и P_0 — давления газа соответственно при повышенной температуре T_1 и температуре T_0.

Увеличение давления нагретого воздуха вызывает повышение давления на внутренние стенки формуемого изделия и снижение объема воздуха, расходуемого в каждом рабочем цикле. Учитывая изложенные соображения, время раздувания изделия τ_p можно рассчитать по формуле:

$$\tau_p = \frac{V}{c}\left(1 - \frac{P_1 - P_0}{P_1}\right), \tag{6.16}$$

где V — объем выдувного изделия; c — скорость потока сжатого воздуха, определяемая давлением раздувания и диаметром сопла (значение c выбирают по таблицам — см., например, табл. 8 в работе [15]); $(P_1 - P_0)/P_1$ — величина, учитывающая уменьшение продолжительности подачи сжатого воздуха в форму вследствие повышения давления при нагревании.

Важным фактором при экструзионно-раздувном формовании является вытяжка заготовки под действием собственного веса, которая усиливается при повышении температуры и снижении молекулярной массы полимера. Длину трубчатой заготовки, при достижении которой происходит ее резкое вытягивание, принято называть критической ($L_0^к$). Значение для полиэтилена высокого давления с индексом текучести ИТ = 2,0 г/10 мин составляет, например, 25 см, а для полимера с ИТ = 0,2 г/10 мин оно увеличивается до 70 см. Повышение скорости экструзии способствует возрастанию $L_0^к$: при линейных скоростях экструзии 1; 2 и 3 м/с значение $L_0^к$ составляет для полиэтилена 20, 30 и 40 см соответственно [18].

Вытягивание заготовки под действием собственного веса является основной причиной получения изделий с большой разнотолщинностью стенок в продольном направлении (по высоте). Для изделий цилиндрической формы разнотолщинность по высоте служит важнейшим критерием разнотолщинности продукта, так как неравномерность толщины стенок по периметру (по поперечному сечению) для таких изделий при удовлетворительной центровке дорна относительно мундштука головки обычно незначительна и ее часто не учитывают.

При изготовлении изделий овального или прямоугольного поперечного сечения наряду с продольной возможно появление поперечной разнотолщинности. Неравномерность толщины стенки по сечению может достигать 50 % [14]. Это вызвано тем, что при соприкосновении заготовки с ближайшими поверхностями оформляющей полости формы полимер охлаждается, и раздувание в этой части (соответствующей, например, малым полуосям эллипса сечения) прекращается. Как правило, толщина стенок по длинным сторонам сечения некруглого изделия больше, чем по коротким сторонам.

Для устранения этого вида разнотолщинности необходимо перераспределение материала по сечению заготовки, что проще всего достигается применением эллиптического мундштука при круглом дорне. Необходимую эллиптичность обеспечивают постепенным сжатием обычного круглого мундштука. Исследования [15], проведенные с полиэтиленом высокого давления, показали, что увеличение сжатия мундштука приводит к выравниванию толщины стенок изделия по поперечному сечению. Однако при определенной степени сжатия мундштука (в пределах 1,02—1,08, в зависимости от размеров изделия и толщины стенки заготовки) бо́льшие стороны изделия становятся тоньше (особенно в средней части), а меньшие стороны утолщаются, т. е. разнотолщинность вновь начинает возрастать.

Формула для расчета зависимости оптимальной степени сжатия мундштука (под которой понимают соотношения сторон формующего инструмента a/b) от толщины стенки заготовки δ_0 имеет вид [15]:

$$a/b = A\delta_3^2 - B\delta_3 + C,$$

где A, B, C — постоянные коэффициенты, учитывающие соотношение сторон коробчатого изделия.

Для изделий из полиэтилена высокого давления значения коэффициентов в этом уравнении составляют [15]:

Сечение изделия, мм	A	B	C
60 × 48	0,004	0,009	1,015
60 × 36	0,008	0,018	1,050
50 × 24	0,016	0,036	1,085
60 × 12	0,032	0,072	1,120

При сжатии мундштук из цилиндрического становится эллиптическим, но «живое» сечение формующего зазора должно при этом оставаться постоянным. Исходя из этого, несложно подсчитать произведение полуосей ab оптимального эллипса в сечении сжатого мундштука:

$$F_e = \pi ab = F_{кр} = \pi\left(D_3^н\right)^2 \Big/ 4;$$
$$ab = \left(D_3^н\right)^2 \Big/ 4, \tag{6.17}$$

где a и b — большая и малая полуоси эллипса соответственно; F_e и $F_{кр}$ — площади эллипса и эквивалентного круга; $D_3^н$ — наружный диаметр заготовки.

Таким образом, используя формулу (6.16), с учетом коэффициента разбухания β можно определить деформацию круглого мундштука, необходимую для получения некруглых полых изделий со стенками равной толщины в поперечном сечении.

6.1.3. ОХЛАЖДЕНИЕ ЗАГОТОВКИ И ИЗДЕЛИЯ В ФОРМЕ

Перераспределение профиля температур в головке в подавляющем большинстве случаев приводит к возникновению «температурной негомогенности» расплава и, как следствие, к получению изделий низкого качества [6—8, 24, 25]. Поэтому при теоретическом анализе тепловых процессов выдувного формования исходят из того, что необходимая температура материала и температурный профиль достигаются уже на конце шнека экструдера, а нагревательные элементы копильника и формующего инструмента служат лишь для их поддержания.

При охлаждении заготовки в процессе ее выхода и выдувания происходит перераспределение температурного профиля в материале, которое может оказывать существенное влияние на качество изделий. Так как экспериментальное определение профиля температуры материала в заготовке сопряжено с большими техническими трудностями, большое значение имеют теоретические оценки распределения и ожидаемых колебаний температуры.

Для заготовки обычно принимают, что температуропроводность a и теплопроводность λ кристаллических полимеров остаются практически постоянными вплоть до температуры кристаллизации, т. е. не зависят от температуры, как это видно на примере полиэтилена низкого давления из рис. 6.11.

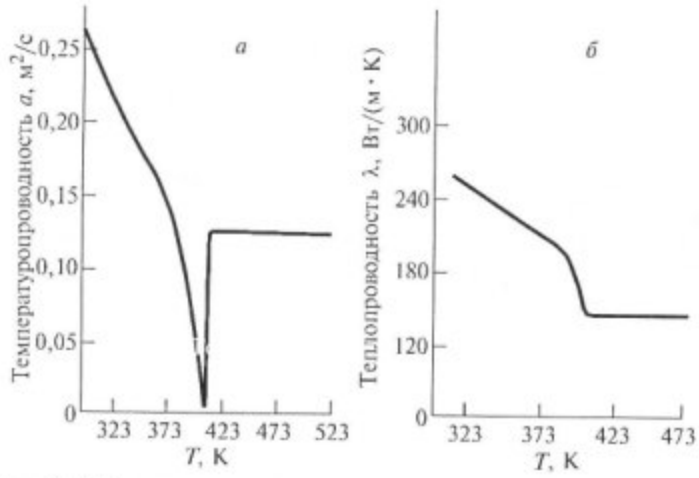


Рис. 6.11. Температурная зависимость температуропроводности (*а*) и теплопроводности (*б*) для ПЭНД [44]

Постановка и решение задачи об определении радиального и продольного температурных профилей материала заготовки для формования полых изделий наиболее полно рассмотрены в работах [25, 26]. Для простоты исходили из схемы выхода заготовки, показанной на рис. 6.12, не учитывающей искажения формы трубчатого элемента при высокоэластическом восстановлении и вытяжке экструдата под действием собственного веса. Однако предложенная методика расчетов может быть реализована и для более сложной конфигурации заготовки.

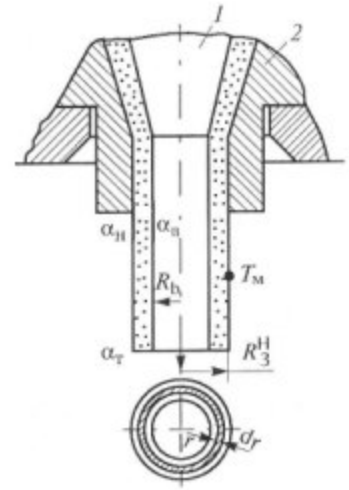


Рис. 6.12. Схема получения трубчатой заготовки:
1 — мундштук; *2* — дорн

Конечная цель расчета — получение значений температур материала в любой точке заготовки по поперечному сечению и по длине. Кроме геометрических параметров заготовки исходными данными для вычислений служат теплофизические константы полимера: теплопроводность λ, плотность ρ, теплоемкость c, температуропроводность a, коэффициенты теплопередачи от внутренних ($\alpha_в$), наружных ($\alpha_н$) и торцевых ($\alpha_т$) поверхностей (рис. 6.12).

Изменение температуры материала во времени описывается известным уравнением, получаемым при рассмотрении теплового баланса:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a\frac{\partial^2 T}{\partial \lambda^2} + \frac{a}{r}\frac{\partial T}{\partial r} + a\frac{\partial^2 T}{\partial r^2}. \qquad (6.18)$$

Количество тепла, отдаваемое заготовкой окружающему воздуху, определяется из соотношения:

$$q = -\lambda\left(\frac{\partial T}{\partial n}\right)_{n=0} = \alpha\left(T_в - T_м\right), \qquad (6.19)$$

где $T_в$ и $T_м$ — температуры соответственно воздуха и поверхности материала.

Дифференциальные уравнения (6.18) и (6.19) могут быть решены при следующей формулировке граничных условий [25]:

$$-\lambda\left(\frac{\partial T}{\partial r}\right)_{x;r=R_в;\tau} = \alpha_в\left(T_м - T_{x;r=R_в;\tau}\right); \qquad (6.20)$$

$$-\lambda\left(\frac{\partial T}{\partial r}\right)_{x;r=R_н;\tau} = \alpha_н\left(T_в - T_{x;r=R_н;\tau}\right); \qquad (6.21)$$

$$-\lambda\left(\frac{\partial T}{\partial r}\right)_{x=0;r;\tau}=\alpha_{\text{т}}\left(T_{\text{т}}-T_{x=0;r;\tau}\right), \qquad (6.22)$$

где $T_{x;r;\tau}$ – температура в точке с координатами x и r при времени τ; $T_{\text{в}}$, $T_{\text{м}}$ и T_x – температуры материала в соответствующих точках.

Дополнительное граничное условие возникает из допущения о постоянстве температурного профиля по сечению заготовки на выходе из формующей головки:

$$T_{x=x';r;\tau}=T_r=\text{const}. \qquad (6.23)$$

Искомое распределение температур в радиальном и осевом направлениях заготовки получается при решении дифференциальных уравнений (6.18) и (6.19).

Конкретные расчеты численным методом температурных профилей в радиальном и продольном направлениях для различных режимов экструзии полиэтилена низкого давления подробно описаны в работе [25]. Сопоставление результатов теоретического расчета с экспериментальными данными (рис. 6.13), проведенное на примере продольного профиля температур заготовки (изменения температур по высоте), свидетельствует о хорошей точности решения задачи [24—26] по описанной методике.

Решающим фактором, определяющим производительность выдувного агрегата, является скорость охлаждения полого изделия в форме. Отбор тепла при охлаждении изделия происходит за счет воды, охлаждающей стенки формы, и воздуха, поступающего в заготовку при раздуве. Количество отводимого тепла q может быть рассчитано по формуле:

$$q=3{,}6nG\Delta H, \qquad (6.24)$$

где n — число гнезд раздувной формы; G — масса изделия; $\Delta H=(H_{\text{р}}-H_{\text{и}})$ — разность энтальпий полимера при температурах расплава и извлечения изделия.

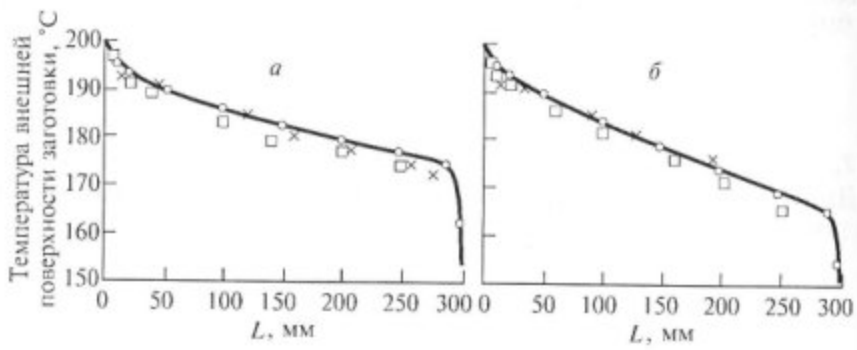


Рис. 6.13. Изменение температуры внешней поверхности заготовки по высоте без подачи воздуха (*а*) и при подаче воздуха внутрь шланга (*б*)

Значения $H_{\text{р}}$ и $H_{\text{и}}$ (в кДж/кг) для важнейших полиолефинов приводятся ниже (температуры формования указаны в скобках) [18]:

	$H_{\text{р}}$	$H_{\text{и}}$	ΔH
Полиэтилен высокого давления (ПЭВД)	396 (140 °С)	230 (100 °С)	40
Полиэтилен низкого давления (ПЭНД)	564 (180 °С)	250 (120 °С)	75
Полипропилен (ПП)	500 (190 °С)	230 (120 °С)	65

Продолжительность охлаждения определяют по формуле:

$$\tau_0=\frac{4\delta_{\text{и}}^2}{\pi^2 a}\ln\left|\frac{T_{\text{з}}-T_{\text{ф}}}{T_{\text{и}}-T_{\text{ф}}}\right|, \qquad (6.25)$$

где $\delta_{\text{и}}$ — средняя (номинальная) толщина стенки изделия; a — коэффициент температуропроводности в рабочем интервале температур; $T_{\text{з}}$ и $T_{\text{ф}}$ — температура заготовки и формы соответственно; $T_{\text{и}}$ — температура изделия к моменту раскрытия формы, обычно принимаемая на 15—20 °С ниже температуры формоустойчивости.

6.1.4. ВЛИЯНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ЭКСТРУЗИОННО-РАЗДУВНОГО ФОРМОВАНИЯ НА КАЧЕСТВО ИЗДЕЛИЙ

Температурные режимы формования и охлаждения. Параметры получения объемных изделий могут колебаться в широких пределах в зависимости от типа и марок исходного сырья, конструктивных особенностей оборудования (в первую очередь, параметров шнека экструдера, головки и системы охлаждения заготовки), геометрической конфигурации, размеров и толщины стенки изделия и т. д. Поэтому можно указать лишь усредненные температурные режимы переработки, которые могут служить отправными данными при технологической наладке агрегатов (табл. 6.1) [27, 28].

Таблица 6.1. **Ориентировочные температурные режимы получения выдувных изделий**

Тип ПО	Индекс текучести, г/10 мин	Температуры расплава по зонам, °С						Давление воздуха, МПа	Вместимость изделий, дм^3
		экструдера				головки			
		1	*2*	*3*	*4*	*1*	*2*		
ПЭВД	Ок. 0,5	140	140	150	150	160	165	0,20—0,25	0,5—5,0
	≥2,0	120	125	130	130	130	135	0,15—0,20	0,05—0,5
ПЭНД	Ок. 0,5	150	160	170	170	180	185	0,35—0,40	30—200
	≥2,0	140	155	165	165	170	170	0,20—0,30	0,2—3,0
ПП	0,2—0,5	190	200	215	215	225	235	0,30—0,35	10—50
	0,7—1,2	180	190	200	200	210	215	0,20—0,30	1—2

Температурные режимы переработки одного и того же образца полиолефинов могут существенно изменяться в зависимости от основных параметров экструзионной машины. Сказанное иллюстрируется, например, приводимыми ниже данными по переработке ПЭНД в высококачественные изделия одного и того же типа с помощью двух агрегатов на базе экструдеров со шнеками различной конструкции [55]:

Диаметр шнека D, мм	Длина шнека	Температура по зонам экструдера, °С				Температура по зонам головки, °С		Частота вращения шнека, $мин^{-1}$	Давление воздуха, МПа
		1	*2*	*3*	*4*	*1*	*2*		
50	15D	150	160	165	175	180	165	35	0,40
45	20D	185	195	200	200	195	185	70	0,35

Относительно высокие температуры по зонам экструдеров в этом примере объясняются, по-видимому, применением шнеков сравнительно небольшой длины (L/D равно 15 и 20). В большинстве современных выдувных агрегатов используют экструдеры со шнеками, L/D которых равно 20—25 (и даже 30), степень сжатия — в пределах 3 : 1÷4 : 1 (для ПП предпочтительно 4 : 1) и постоянный шаг винтовой нарезки (обычно равный наружному диаметру шнека). Шнек должен обеспечивать плавное возрастание давления массы и выход экструдата без пульсаций во избежание колебаний толщины стенки и массы формуемых изделий. Как правило, к подогреву или охлаждению внутренней полости шнека при экструзии заготовок из ПО не прибегают.

Другим важным параметром является температура формы. Ее конструкция должна предусматривать возможность интенсивного охлаждения изделия, особенно в зоне горловины и дна. Охлаждение обеспечивают циркуляцией жидкого теплоносителя в каналах форм. Удовлетворительного охлаждения изделий можно добиться при использовании воды с температурой не более 20 °С (предпочтительно 4—12 °С). Применение хладагентов с температурой ниже 0 °С приводит к сильной конденсации влаги на поверхностях полуформ и даже к их обледенению. Хороших результатов достигают при разделении общего охлаждающего потока воды на отдельные (зональные) рукава, направляемые к дорну головки, горловине, корпусу и дну полости формы. При автономном термостатировании таких потоков обеспечиваются оптимальные температурные режимы охлаждения.

Для получения изделий из полиолефинов с хорошими эксплуатационными свойствами выдувные формы не должны быть холодными. Так, для ПЭНД наилучшие показатели качества достигаются при температурах форм около 55—60 °С. Однако это справедливо лишь в рамках теоретических оценок, так как приводит к неприемлемой для промышленной практики длительности стадии охлаждения и общего цикла формования. Поэтому обычно работают при гораздо более низких температурах форм, чтобы сократить до минимума время охлаждения изделия.

При изготовлении крупногабаритных (толстостенных) изделий форма не должна охлаждаться резко, и часто цель термостатирования формы сводится к уменьшению скорости охлаждения материала. Этого достигают применением в качестве теплоносителя воды или масла, нагретых до 40—60 °С, а иногда использованием электронагревателей.

С увеличением параметра $\delta_и$ (толщина стенки изделия) время охлаждения увеличивается. При слишком низкой температуре формы в материале возникают значительные термические напряжения, которые могут быть причиной повышенной хрупкости изделий. Это особенно опасно для толстостенных изделий из полипропилена (ПП). Резкое охлаждение приводит к образованию в поверхностных слоях мелкосферолитных структур, в то время как сердцевинные слои содержат сферолиты больших размеров, достигающих иногда 200—350 мкм.

Медленнее охлаждаются те части объемных изделий, которые примыкают к горловине и дну, где происходит сваривание заготовки. Так как горлышко раздувается значительно меньше, чем корпус, а дно практически совсем не раздувается, то толщина материала в этих зонах всегда оказывается больше, чем в стенках. Поэтому температурный режим и продолжительность охлаждения должны выбираться по одному из наиболее толстых участков продукта. Тепло, сохранившееся в материале горловины, может приводить к ее «осадке», деформированию и даже к слипанию изделий, сбрасываемых в сборник готовой продукции.

Время охлаждения зависит не только от толщины стенки, температуры расплава и формы, но и от давления воздуха, подаваемого на выдувание (см. ниже). Повышение давления раздува улучшает контакт материала со стенками формы и, следовательно, способствует возрастанию коэффициента теплопередачи в системе полимер—металл. Аналогичный положительный эффект дает повышение плотности полимера. Переход от ПЭВД к ПЭНД сокращает длительность охлаждения изделия до температуры, при которой оно может удаляться из формы без опасности повреждения.

Температурные условия формования оказывают также заметное влияние на внешний вид и качество поверхности изделий. Повышение температуры экструзии способствует улучшению поверхностного глянца и снижению шероховатости, однако сопровождается возрастанием разнотолщинности стенок (вследствие вытягивания заготовки) и удлинением цикла формования (в первую очередь, за счет времени охлаждения изделия). На практике приходится устанавливать наиболее целесообразную температуру

экструзии с учетом как внешнего вида изделий, так и производительности агрегата.

Температура материала влияет также на прочность сварного шва на горловине и донышке изделия. Повышение температуры экструзии ослабляет шов, причем эта тенденция выражена сильнее всего для ПП, что, по-видимому, связано с интенсификацией термоокислительной деструкции полимера в зоне сварки.

Давление раздува. Давление воздуха при формовании изделий из ПО может варьироваться в пределах от 0,15 МПа для ПЭВД до 0,7 МПа для ПП. Повышение давления раздува до 0,5—0,6 МПа способствует сокращению времени охлаждения и повышению производительности агрегатов. Однако дальнейшее увеличение давления воздуха оказывается бесполезным [8]. Как правило, повышение давления раздува увеличивает прочность сварных швов и улучшает внешний вид изделий. Изготовление объемных изделий из полиолефинов относительно большой емкости (4 дм^3 и более) с тонкими стенками (0,6—1 мм) требует быстрого повышения давления внутри заготовки, что возможно при использовании подающих каналов с большой пропускной способностью [29].

Подача воздуха с высокой скоростью обеспечивает компенсацию усадки полиолефинов. При этом скорость повышения давления при формовании изделий из ПП должна быть несколько меньшей, чем для линейного ПЭ. Это объясняется тем, что вязкость расплава ПП при температурах формования, как правило, ниже, чем у ПЭ, и слишком большое давление раздува может быть причиной разрыва заготовок. Кроме того, усадка ПП при охлаждении также меньше, чем усадка линейного ПЭ (для ПП она составляет 1—2,5 %, а для линейного ПЭ — 2—5 % [29]). Давление воздуха при раздувании мелких изделий из ПП задается обычно равным 0,25—0,28 МПа, а при раздувании крупногабаритных и толстостенных изделий — 0,30—0,35 МПа. При изготовлении тары из ПЭНД этот параметр возрастает соответственно до 0,3—0,4 МПа.

Усадка полиолефинов. Усадка приводит к тому, что размеры изделий практически не совпадают с соответствующими размерами полостей выдувных форм. В порядке возрастания усадки (и различия в геометрических параметрах изделий и форм) ПО можно расположить в следующий ряд: ПЭВД—ПП—ПЭНД. Основная причина усадки материала — релаксация упругих деформаций, имевших место при вытягивании (продольная усадка) и раздуве заготовки (поперечная или радиальная усадка). Заранее оценить величину и характер усадки при охлаждении выдувных изделий (особенно сложной конфигурации) трудно, поэтому размеры усадки определяют эмпирически, при различных режимах переработки. На величину усадки влияют технологические режимы процесса (в первую очередь температура головки и формы, коэффициент раздува), плотность перерабатываемого термопласта, конфигурация и размеры изделия. С увеличением плотности материала

усадка изделий возрастает из-за высокой степени кристалличности полимера. Усадка растет также при повышении коэффициента раздува, так как при этом возрастают остаточные напряжения в изделии.

Характер влияния температуры формы на усадку сложен. С одной стороны, понижение температуры формы приводит к «замораживанию» внутренних напряжений в материале, что является причиной высокой усадки, но с другой стороны, более резкое охлаждение способствует тому, что изделие быстрее приобретает прочность, жесткость и формоустойчивость, затрудняющие реализацию усадки. Практика показывает, что более важным оказывается второй фактор: при снижении температуры формы в большинстве случаев усадка выдувных изделий из полиолефинов уменьшается.

Удаление воздуха из полости форм. Этот фактор оказывает существенное влияние на качество поверхности изделий. Воздушные включения (пузыри) не приводят при раздувном формовании полиолефинов к появлению нагара («прожогов»), как это может иметь место, например, при литье под давлением, однако поверхность изделий становится неровной и плохо воспринимает печать. При недостаточной эффективности системы удаления воздуха из пространства между наружной стенкой заготовки и полостью формы на поверхности изделия появляются продольные полосы. Кроме того, наличие остаточного воздуха вызывает в местах его скопления плохое прилегание материала к форме и ухудшение условий охлаждения. Следствием этого становятся локальные утончения стенки изделия, так как недостаточно охлажденный материал сильней растягивается («плывет») при раздуве. Улучшение условий удаления воздуха достигается огрублением поверхности формы, например в результате пескоструйной обработки. Если этого мероприятия недостаточно, то в застойных (тупиковых) зонах форм просверливают отверстия-«воздушники» глубиной около 3 мм и диаметром около 0,4 мм [29] или выполняют фрезерованием кольцевые канавки длиной 8—15 мм и глубиной 0,05—0,075 мм. Наличие подобных «выпоров» существенно улучшает глянец поверхности изделий.

6.1.5. ВНУТРЕННЕЕ ОХЛАЖДЕНИЕ ВЫДУВНЫХ ИЗДЕЛИЙ

Наибольшие трудности при выдувном формовании связаны с охлаждением изделий. Системы охлаждения можно разделить на внешние (охлаждение со стороны стенок формы) и внутренние (охлаждение изделия изнутри). В качестве хладагентов для внешних систем используют воду, растворы солей («рассолы»), смеси воды с этиленгликолем и др. При внутреннем охлаждении обычно применяют воздух и его смесь с водой.

В последнее время для этих целей начали использовать диоксид углерода и жидкий азот. При внутренней системе охлаждения, независимо от типа применяемого хладагента, охлаждается фактически только изделие, а не форма, что неизбежно при использовании внешнего охлаждения.

Новые системы внутреннего охлаждения изделий позволяют существенно снизить время охлаждения и добиться повышения экономичности процесса раздувания полых изделий [30].

Смесь воздуха и воды — один из наиболее эффективных агентов для охлаждения выдувных изделий. Сильно сжатый воздух вводят внутрь изделия при раздуве заготовки; при адиабатическом расширении воздух охлаждается. Небольшое количество воды увеличивает теплопроводность воздуха. Количество подаваемой воды тщательно контролируют, так как оно в значительной степени определяет эффективность процесса.

Схема процесса охлаждения изделия изнутри смесью воздуха и воды показана на рис. 6.14. Воду *1* под большим давлением впрыскивают в емкость *3* с предварительно осушенным сжатым воздухом *2*, откуда готовую смесь направляют в распылительное сопло *6*. После выхода из сопла в результате охлаждения воздуха капельки воды в смеси *7* превращаются в кристаллики льда с включениями пузырьков воздуха. Кристаллики льда равномерно покрывают внутренние стенки изделия *9*. При контакте с горячим полимером лед расплавляется, и высвобождающийся при этом воздух *8* мгновенно адиабатически расширяется; при этом в результате конденсации влаги на стенках емкости снижается ее температура. При достижении температуры кипения влага испаряется и вместе с циркулирующим воздухом покидает изделие (позиции *4* и *5*).

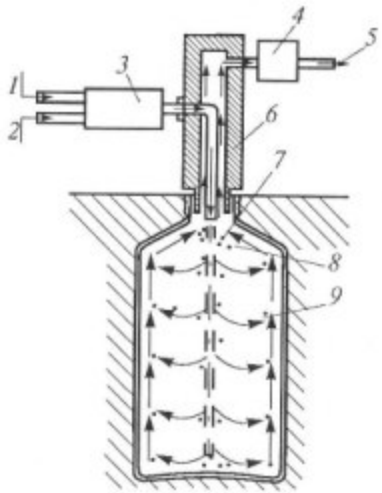


Рис. 6.14. Схема процесса внутреннего охлаждения смесью воздуха и воды

Давление сжатого воздуха должно превышать 6,3 МПа; для смеси воды и воздуха оно составляет на входе в изделие 7,0—7,7 МПа.

Содержание влаги в воздухе должно быть небольшим. Экспериментально установлено [31], что для охлаждения, например, бутылей из ПЭ емкостью 1,14 дм^3 на каждый рабочий цикл необходимо 0,9—1,0 м^3 воздуха, содержащего около 0,5 см^3 воды. При правильном режиме охлаждения внутренняя поверхность изделий перед их извлечением из формы должна быть совершенно сухой. Фирма «Hunkar» рекомендует [30], например, подавать сжатый воздух при температуре 5,6 °С и содержании влаги менее 0,25 см^3 на 1 дм^3 емкости изделия со скоростью 2,26 м^3/мин. При этих условиях температура смеси при поступлении внутрь изделия понижается до –4,4 °С, что вполне достаточно для образования кристаллов льда.

Эффективность описанного способа охлаждения значительно выше, чем при охлаждении воздухом, и увеличивается с возрастанием толщины стенок изделия. Время охлаждения раздувных изделий уменьшается в среднем в 2 раза. По-видимому, эффект данной системы охлаждения основан не на теплоотводящей способности воды как таковой, а на непрерывном образовании испаряющейся пленки воды на поверхности изделия. Высокая теплопроводность водяной пленки способствует быстрому отводу тепла от стенки к изделию.

Холодный воздух (без влаги) также можно использовать для внутреннего охлаждения изделий. В одном из известных конструктивных решений системы охлаждения [30] атмосферный воздух пропускают через блок охлаждения, в котором влагу вымораживают на поверхностях одного из двух теплообменников, в то время как другой аппарат размораживают. Охлажденный до –50°С и осушенный воздух через узел раздува поступает в полость емкости, охлаждает ее и выводится через выпускной клапан.

В другой системе атмосферный воздух *1* циркулирует по замкнутому контуру (позиции *2–11*), в который включено получаемое изделие *9* (рис. 6.15). Продолжительность выпуска воздуха *5* с помощью ряда клапанов *4, 6, 7* регулируют так, чтобы обеспечить постоянство давления внутри изделия. При этом достигают постоянной смены охлаждающего воздуха без изменения заданного внутреннего давления. Кратность смены воздуха в течение одного цикла формования определяется отношением давления в начале раздува к давлению при сбросе воздуха и регулируется с помощью реле времени.

Жидкий диоксид углерода также используется для внутреннего охлаждения емкостей. Схема охлаждения раздувных изделий с применением этого хладагента показана на рис. 6.16. При контакте жидкости с горячими стенками сосуда она испаряется, перегревается и в горячем виде выбрасывается через горловину изделия. Ди-

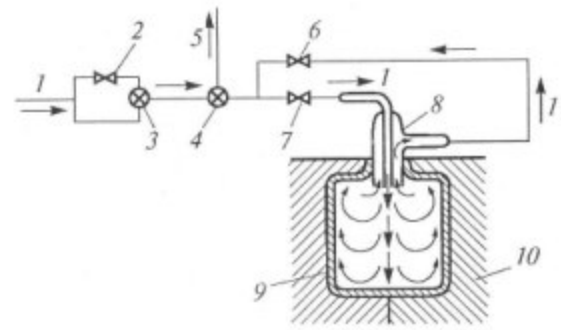


Рис. 6.15. Схема охлаждения выдувных изделий циркулирующим в замкнутой системе холодным воздухом:

2, 3 — впускные вентили; *8* — сопло; *10* — полуформы

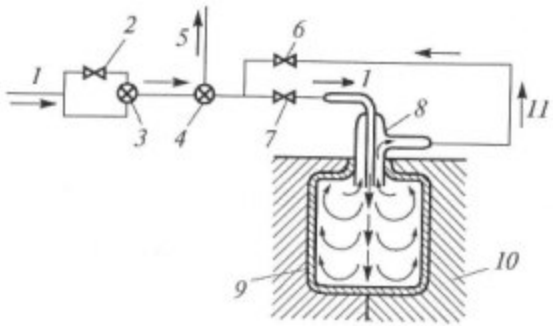


Рис. 6.16. Схема охлаждения выдувных изделий жидким диоксидом углерода:

1 – подача диоксида углерода; *2–4* – впускные вентили; *5, 11* – направление удаления диоксида углерода; *6, 7* – выпускные вентили; *8* – сопло; *9* – изделие; *10* – полуформы

оксид углерода, впрыскиваемый внутрь изделия при давлении, например, 2,1 МПа, имеет температуру –18 °С. При его адиабатическом расширении образуется двухфазная смесь, содержащая 82 % жидкости и 18 % газа (CO_2) и имеющая температуру —50 °С [31]. При правильно подобранном диаметре входного отверстия жидкий диоксид углерода в мелкодиспергированном виде попадает на внутреннюю поверхность изделия, причем при расширении газа (и охлаждении полимера) энтальпия хладагента повышается от 382,2 до 705,6 кДж/кг. Разность в 323,4 кДж/кг соответствует теплоотводу при данном способе охлаждения.

Ниже приведены данные по сравнительной оценке описанных выше систем охлаждения с использованием цилиндрической модели массой 55 г и толщиной стенки 0,8 мм, изготовленной из ПЭНД при начальной температуре заготовки 177 °С [30].

Аналогичные результаты получены для изделий из различных полиолефинов в условиях промышленного производства [32]. Технико-экономические показатели зависят от конфигурации, массы и размеров выдувных изделий. Приведенные данные позволяют сделать вывод, что углекислота с температурой до —30 °С обеспечивает по сравнению с воздухом и его смесью с водой наиболее выгодные параметры теплоотвода от стенок выдувных изделий. Экономическая эффективность еще более возрастает при использовании одной системы охлаждения на несколько выдувных агрегатов, например инжекционного типа (см. табл. 6.2).

Жидкий азот начали использовать для раздува и охлаждения изделий сравнительно недавно [32, 33]. Находящийся под давлением в мерной емкости жидкий азот вводят по гибкому трубопроводу через одно или несколько сопел на торцевой поверхности дорна головки в полость формы, куда предварительно экструдируют трубчатую заготовку. В форме развивается давление газообразного азота порядка 0,8—0,9 МПа, под действием которого заготовка формуется, как и в случае применения сжатого воздуха. Высокая эффективность охлаждения азотом объясняется его большим «хладосодержанием», которое составляет около 405,3 кДж/кг [33].

При запуске системы в работу вначале в полость формы поступает газообразный азот, так как после выхода из мерника он быстро испаряется в подводящем трубопроводе. По мере охлаждения трубопровода и концевой части дорна в форму подается смесь жидкого и газообразного азота и, наконец, через некоторое время — только жидкий азот. В форме предусматривают дополнительное сопло (или дроссель) для сброса части азота в атмосферу. Это еще больше интенсифицирует процесс охлаждения из-за некоторой циркуляции газа в форме и охлаждения отходящим азотом наружной стенки дорна. Водяного охлаждения дорна не требуется, поэтому он прост по конструкции и сравнительно дешев. Давление раздува составляет 0,5—1,0 МПа.

При охлаждении жидким азотом качество изделий улучшается благодаря тому, что между горячей заготовкой и хладагентом образуется тонкая паровая прослойка, препятствующая слишком быстрому охлаждению и способствующая равномерной теплоотдаче по всей поверхности изделия. Благодаря малым внутренним напряжениям изделия, изготовленные экструзионным выдуванием с охлаждением жидким азотом (так называемым «криогенным способом»), отличаются пониженной склонностью к растрескиванию при сохранении всего комплекса физико-механических свойств [30]. Некоторое снижение степени кристалличности термопластов, по-видимому, компенсируется равномерностью распределения внутренних напряжений.

Таблица 6.2. **Сравнение эффективности различных систем охлаждения выдувных изделий**

Система охлаждения	Снижение затрат времени на охлаждение, %	Продолжительность цикла, с	Продолжительность раздува, с	Производительность в год, млн. шт.	Сокращение цикла, %
Обычным атмосферным воздухом	—	13,4	10,4	11,6	—
Атмосферным воздухом при постоянном давлении с циркуляцией его внутри изделия	15	11,8	8,8	13,2	11,9
Атмосферным воздухом с вымораживанием влаги с помощью двух теплообменников	22	11,1	8,1	14,0	17,2
Смесью воздуха и воды	26	10,7	7,7	14,5	20,1
Жидким диоксидом углерода	33	10,0	7,0	15,6	25,4

Новый способ имеет также определенные преимущества перед охлаждением жидким диоксидом углерода: возможность использования азота для раздува, очень высокий градиент температур при охлаждении заготовки. Для заготовок из полиолефинов, нагретых, например, до 200 °С, перепад температур между жидким диоксидом углерода и полимером составляет 230 °С, в то время как при охлаждении жидким азотом этот перепад составляет около 386 °С. Кроме того, газообразный азот вследствие большего объемного расширения способствует повышению турбулентности потока в форме, что увеличивает коэффициент теплоотдачи от заготовки. Жидкий азот в качестве хладагента для выдувных изделий свободен от некоторых недостатков, присущих углекислоте, таких как неполная испаряемость и образование «сухого льда», а также скопление в нижней части формы из-за относительно высокой плотности.

При изготовлении бутылей и канистр из полиолефина емкостью от 1 до 60 дм^3 расход азота колеблется в пределах 0,32—0,80 кг на 1 кг полимера [20]. Удельный расход азота зависит от габаритов изделия, толщины стенок, типа полимера и целесообразной по технологическим соображениям скорости охлаждения. Последнее связано с общей эффективностью выдувного агрегата.

При испарении 1 кг жидкого азота образуется 228 дм^3 газа при температуре кипения (−196 °С) или 800 дм^3 при 0 °С. Столь большое расширение позволяет выдувать и охлаждать изделия без применения сжатого воздуха, только за счет азота. Однако для изделий емкостью ≥2÷5 дм^3 может оказаться целесообразным комбинированный метод охлаждения, при котором для первоначального раздува используют смесь сжатого воздуха и азота с температурой −(120÷140) °С, а по достижении в форме давления 0,5—0,6 МПа подачу воздуха прекращают и вводят только жидкий азот. Сравнительные опыты по изготовлению бутылей емкостью 5 дм^3 и массой 200 г из ПЭНД показали [19], что замена воздуха на азот в системах раздува и охлаждения позволяет уменьшить цикл формования от 23 до 18,4 с и увеличить производительность от 313 до 391 шт./ч, т. е. в среднем на 25 %.

Эффективность применения жидкого азота еще более возрастает при изготовлении крупногабаритной тары. Так, при раздувании канистр емкостью 30 дм^3 и массой 1,5 кг из ПЭНД время цикла уменьшалось от 76,5 до 59 с, за счет чего производительность агрегата возрастала на 30 % [19]. Удельный расход жидкого азота при этом был относительно низким – 0,2 кг на 1 кг ПЭ. Для изделий объемом от 0,14 до 120 дм^3 и массой от 24 до 5500 г повышение производительности может колебаться в пределах 22—63,5 %.

Небольшие капитальные затраты, связанные с установкой дополнительного оборудования, необходимого для криогенного раздува, быстро окупаются. Такое охлаждение наиболее эффективно в крупносерийном производстве, когда к одному мернику азота

можно подключить несколько экструзионно-выдувных агрегатов. Наконец, к достоинствам жидкого азота в качестве хладагента следует отнести отсутствие влаги, его нетоксичность, физиологическую безвредность, что обеспечивает высокую стерильность и безопасность производства.

6.2. АГРЕГАТЫ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ТРУБ ИЗ ТЕРМОПЛАСТОВ

6.2.1. ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Изготовление труб на экструзионных агрегатах включает в себя следующие технологические стадии:

— плавление исходного сырья и гомогенизация расплава в экструдере;

— выдавливание трубчатой заготовки в вязкотекучем состоянии из кольцевого зазора экструзионной головки;

— придание заготовке необходимой формы и размеров и их фиксирование за счет частичного охлаждения в калибрующем устройстве;

— завершение процесса охлаждения трубы в охлаждающем устройстве;

— отвод непрерывно изготовленной трубы, разрезка ее на мерные отрезки или намотка на барабан;

— контроль качества готовой продукции.

Технологическая схема агрегата для производства труб приведена на рис. 6.17. Компоновка машин и устройств, показанная на нем, является наиболее распространенной.

В табл. 6.3 приведены данные по производительности трубных линий в зависимости от типоразмера изготовляемой трубы. Данные взяты из предложения фирмы «Тиссен» (ФРГ) на поставку комплектного оборудования завода мощностью 60 тыс.т/год.

Из табл. 6.3 видно, что в настоящее время производительность базового экструдера может составлять до 800 кг/ч. Производительность линии зависит от типоразмера трубы

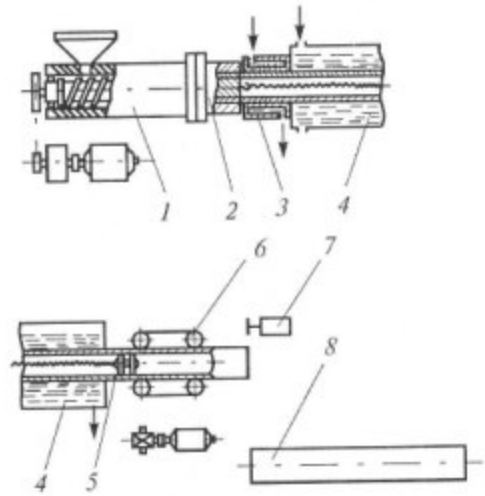


Рис. 6.17. Технологическая схема экструзионного агрегата для производства труб:

1 – экструдер; *5* – пробка; *6* – чистящее устройство; *7* – отрезное устройство

Таблица 6.3. **Производительность агрегатов для производства труб разных типоразмеров**

Типоразмер трубы $D\times\delta$*, мм	Производительность базового экструдера, кг/ч	Производительность линии	
		кг/ч	м/мин
20×2	100	60	6,6
32×2	100	70	4,2
63×3,6	200	140	3,2
63×5,8	200	165	2,66
110×2,7	200	155	2,76
110×10	200	180	0,95
225×12,8	350	340	0,66
315×17,9	450	350	0,35
630×35,7	800	600	0,15
1000×24,4	800	600	0,13

*D — наружный диаметр трубы; δ — толщина стенки.

и с увеличением последнего возрастает. Линейная скорость отвода трубы не превышает 4 м/мин (исключение составляют только наиболее мелкие трубы). Таким образом, рост производительности линии в первую очередь связан с проблемой повышения линейной скорости отвода трубы.

Выходящая из формующего зазора головки *2* расплавленная заготовка проходит через калибрующее устройство *3*, частично охлаждаясь в нем, приобретает форму и размеры, соответствующие форме и размерам готовой трубы *8*. Окончательное охлаждение происходит в ванне *4*. В зависимости от того, какая из поверхностей трубы подвергается калибрующему воздействию, различают наружное, внутреннее и двухстороннее калибрование. Прижатие заготовки к калибрующей поверхности осуществляется способами раздува ее сжатым воздухом, подаваемым в полость трубы (пневмокалибрование), присоса (вакуум-калибрование), а также протяжки. Различные способы калибрования трубчатой заготовки показаны на рис. 6.18.

Калибрование заготовки (рис. 6.18, *в*), раздуваемой за счет избыточного внутреннего давления (пневмокалибрование) путем ее протяжки через ряд диафрагм, установленных в охлаждающей ванне, впервые было предложено в 1944 г. в США [21]. Охлаждаемая водой калибрующая втулка (рис. 6.18, *г*) предложена в 1952 г. [22]. В конструкции фирмы «Понт-а-Муссон» сделана попытка интенсифицировать теплообмен во входной зоне калибрующей втулки [23]. Авторы заявки стремятся связать длину входного канала с диаметром трубы.

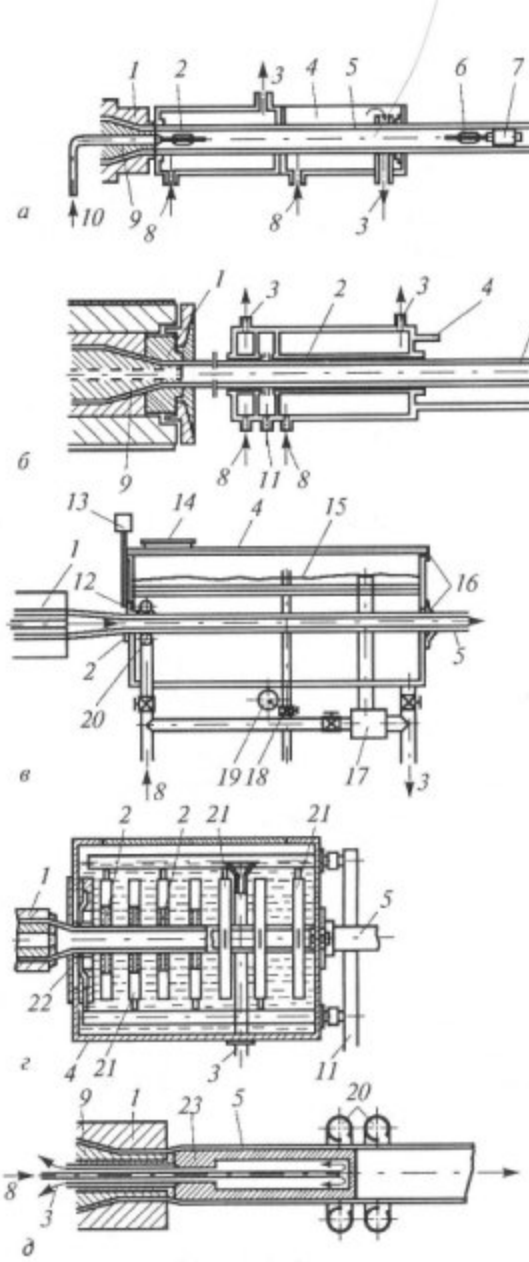


Рис. 6.18. Устройства для калибровки труб:

а – по наружному диаметру сжатым воздухом; *б* – по наружному диаметру вакуумированием; *в* – по наружному диаметру путем протяжки через калибровочное отверстие; *г* – по наружному диаметру путем протяжки через диафрагму; *д* – по внутреннему диаметру;

1 – мундштук; *2* – калибрующая гильза; *3* – выход хладагента; *4* – вакуумная камера; *5* – трубчатая заготовка; *6* – трос; *7* – пробка; *8* – подача хладагента; *9* – дорн; *10* – подача сжатого воздуха; *11* – штуцер вакуумный; *12* – входная калибрующая пластина; *13* – термопара; *14* – смотровое окно; *15* – охлаждающая жидкость; *16* – выходная калибрующая пластина; *17* – поддерживающая стойка; *18* – вентили; *19* – манометр; *20* – оросительные кольца; *21* – калибрующие диафрагмы; *22* – входная калибрующая пластина; *23* – калибрующая втулка

Отметим направление разработок, связанных с проблемой снижения трений заготовки о калибрующую поверхность [65]. При применении подобных конструкций следует учитывать недопустимость прямого контакта жидкой смазки с расплавленными полимерами (рис. 6.18, *д*), характеризующимися значительной термической усадкой. Такой контакт приводит к образованию на поверхности трубы усадочных раковин.

В настоящее время с методом пневмокалибрования конкурирует метод вакуумного калибрования с помощью блока диафрагм, погруженных в жидкость или орошаемых ею [25]. Очевидным преимуществом метода является отсутствие заглушающих трубчатых устройств *5* (см. рис. 6.17). В непрерывном процессе эти устройства помещаются во внутреннюю полость трубы и при производстве труб диаметром до 160 мм существенно затрудняют ведение процесса.

В калибрующем устройстве *3* (см. рис. 6.17) отводится лишь незначительная часть тепла, содержащегося в материале трубы. Бóльшая его часть отбирается в охлаждающем устройстве *4*. При современном уровне производительности экструзионных машин длина охлаждающих ванн составляет до 70 % длины трубной линии. В связи с тем, что процессу охлаждения трубной заготовки первоначально не придавали существенного значения, а также в связи со значительными габаритами охлаждающих ванн, в течение длительного времени стремились к максимально упрощенным конструктивным решениям. Трубную заготовку охлаждали погружением в неподвижную или слабо перемешиваемую жидкость. Так как максимальный тепловой поток при охлаждении заготовки наблюдается на стадии калибрования и в начальной стадии охлаждения, влияние повышения температуры охлаждаемой поверхности заготовки вследствие недостаточности теплоотвода на продолжительность охлаждения не представлялось очевидным. Кроме того, существовало ошибочное мнение, что вследствие низкой теплопроводности полимеров внешние условия теплообмена не являются фактором, лимитирующим интенсивность отвода тепла от заготовки. Однако, как показала практика, интенсификация теплообмена в охлаждающем устройстве может повысить его производительность на 30 %.

Основным путем интенсификации является принудительная циркуляция охлаждающей жидкости у поверхности заготовки. Это достигается, в частности, путем отвода жидкости из калибрующей насадки через кольцевой зазор, направляющий струю жидкости вдоль поверхности заготовки [24, 26]. Струя разрушает пограничный тепловой слой, препятствующий интенсивному теплообмену. Однако ее действие распространяется лишь на весьма незначительную часть длины заготовки и не может существенно сказаться на уровне коэффициента теплоотвода в целом.

Авторами работы [27] интенсификация охлаждения достигается путем создания кольцевого потока жидкости или водовоздушной смеси.

При производстве труб большого диаметра применение ванн наливного типа затруднено из-за весьма значительных усилий всплытия, воздействующих на трубную заготовку. Этого недостатка лишены охлаждающие ванны оросительного типа [28]. Охлаждающая жидкость подается в этом случае либо путем полива, либо разбрызгиванием с помощью форсунок, установленных вокруг заготовок с шагом, обеспечивающим создание на ее поверхности непрерывной пленки жидкости, стекающей под действием собственного веса. Как показал опыт, такая организация охлаждения имеет ряд преимуществ по сравнению с ранее рассмотренными. Основным из них является то, что слой жидкости на поверхности трубы, достаточный для максимальной интенсификации теплоотвода от заготовки, оказывается весьма тонким, а энергетические расходы, связанные с циркуляцией жидкости, минимальны, повышается стабильность и равномерность охлаждения по периметру трубы. Кроме того, существенно снижаются металлоемкость конструкции и требования к уплотнению отсеков ванн при входе и выходе заготовки. Наиболее прогрессивные технологические процессы производства труб малого диаметра также включают в себя такой способ охлаждения, в частности вакуумные ванны с калибрующими шайбами и распылением жидкости.

Другие методы и устройства охлаждения труб, в том числе и на стадии калибрования, подробно описаны в работе [29]. В практике производства напорных труб из термопластов они не могут конкурировать с рассмотренными выше.

Конструкции механизмов для отвода трубы и разрезания ее на отрезки требуемой длины в настоящее время хорошо отработаны [30—32].

Контроль готовой продукции включает в себя проверку соответствия размеров трубы заданным, а также оценку эксплуатационных характеристик трубы. Требуемая точность геометрических размеров труб, определяемая многими факторами, подробно рассмотренными в работе [33], в подавляющем большинстве случаев достигается стабилизацией параметров технологического режима (скоростные и температурные режимы рабочих органов и механизмов агрегата).

Одним из решающих качественных показателей напорных труб как конструкционных изделий является их несущая способность. В связи с этим наиболее важной характеристикой труб являются их прочностные свойства и способность противостоять определенному давлению в течение заданного промежутка времени.

Применяемый метод контроля долговременной прочности трубы состоит в следующем: образец изготовленной трубы при испытании нагружают внутренним гидростатическим давлением, уро-

вень которого зависит от типа трубы, и при определенной температуре выдерживают контрольное время. Метод испытания основан на большом объеме экспериментальной работы, проведенной К. Рихардом и Е. Гаубе [34—36], и позволяет экстраполировать данные сравнительно кратковременных испытаний на 30—50-летний срок службы напорных труб в условиях эксплуатации. Более простые и оперативные методы оценки качества основаны, например, на определении физико-механических показателей материала стенки трубы, уровня внутренних остаточных напряжений, характера надмолекулярной структуры. Хотя все перечисленные факторы влияют на долговременную прочность трубы, последняя определяется их совокупностью и особенно — характером их изменения во время и при условиях эксплуатации. Поэтому окончательное заключение о пригодности трубы может быть сделано только после соответствующих гидравлических испытаний.

При решении задачи оптимизации процесса необходимо выявить основные факторы, определяющие стойкость выпускаемого изделия к длительной эксплуатации.

6.2.2. ТЕПЛООБМЕН ПРИ ОРОШЕНИИ ГОРИЗОНТАЛЬНОЙ ТРУБЫ

Расчет процесса охлаждения [37] должен базироваться на достоверной оценке интенсивности теплоотвода от охлаждаемой поверхности. Способы охлаждения труб и конструктивные особенности устройства рассмотрены выше. Охлаждение погружением в настоящее время практически вытеснено оросительным методом, при котором на поверхности трубы создается пленка жидкости, стекающая под действием собственного веса.

Различают два вида расхода охлаждающей жидкости: расход, необходимый для создания сплошной пленки на поверхности трубы и требуемого уровня интенсивности теплоотвода, а также расход жидкости, определяемый тепловым балансом и степенью ее нагрева. В связи с этим охлаждающие устройства подобного типа снабжаются циркуляционной системой, в которой два эти потока могут быть четко выделены и регулироваться независимо. Мощность, затрачиваемая на перекачку жидкости, не превышает 1,5—2 кВт при установленной мощности линии в 50—70 и более кВт.

Гидродинамическая и тепловая ситуация в пленке стекающей по поверхности трубы жидкости (рис. 6.19) описывается системой трех дифференциальных уравнений пограничного слоя:

$$V_x\frac{\partial V_x}{\partial x}+V_y\frac{\partial V_y}{\partial y}=\mu\frac{\partial^2 V_x}{\partial y^2}+q\sin\varphi; \tag{6.26}$$

$$\frac{\partial V_x}{\partial x}+\frac{\partial V_y}{\partial y}=0; \tag{6.27}$$

$$V_x\frac{\partial T}{\partial x}+V_y\frac{\partial T}{\partial y}=a\frac{\partial^2 T}{\partial y^2}, \tag{6.28}$$

где V_x и V_y — компоненты вектора скорости жидкости; μ — кинематическая вязкость; a — температуропроводность жидкости.

Расход жидкости может быть получен из уравнения теплообмена на границе с твердым телом:

$$\alpha\nabla T=\lambda\left|\mathrm{grad}_n T\right|, \tag{6.29}$$

где α — коэффициент теплоотдачи заготовки; λ — коэффициент теплопроводности заготовки.

Практически все отводимое тепло идет на нагревание пленки жидкости, и теплообменом с ее поверхности можно пренебречь, т. е.

$$\left.\frac{\partial T}{\partial y}\right|_{y=\delta(\varphi)}=0. \tag{6.30}$$

Влиянием окружающей среды на развитие течения пленки пренебрегаем, т. е.

$$\left.\frac{\partial V_x}{\partial y}\right|_{y=\delta(\varphi)}=0. \tag{6.31}$$

В вертикальном сечении ($\psi = 0$)

$$T(Y)=T_0;\ \delta(0)=\infty;\ V_x=0. \tag{6.32}$$

Кроме того, заданы расход жидкости на единицу длины трубы и диаметр последней. Температура твердой поверхности $T_п$ принимается постоянной и известной. Свойства жидкости (μ и a) известны и в пределах изменения температуры пленки постоянны.

Система четырех уравнений (6.26)—(6.29) содержит четыре искомые функции: $V_x(x, y, v)$, $V_y(x, y, v)$, $T(x, y)$ и $\alpha(x)$, следовательно, с учетом условий единственности решения задачи оно не может быть найдено в аналитической форме. Интегрирование системы уравнений возможно численными методами.

Динамическое уравнение (6.26) содержит три оператора и при переходе к обобщенным переменным дает два комплекса: $V_0 l_0/\mu$ и V_0^2/ql_0;

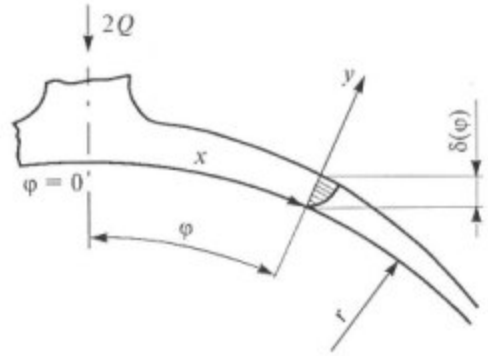


Рис. 6.19. К постановке задачи интегрирования

уравнение (6.27) содержит только один однородный оператор, и, следовательно, нельзя построить ни одного безразмерного комплекса. Из уравнения (6.28) формируется комплекс $V_0 l_0/a$. Искомая величина в безразмерном виде может быть получена из уравнения (6.29), содержащего два разностных оператора, в виде комплекса $\alpha l_0/\lambda$.

Непосредственно из постановки задачи оказывается невозможным задать ни один характерный масштаб скорости V_0. С другой стороны, если характерный размер (l_0) ставится в соответствие с толщиной пленки жидкости, критерии Рейнольдса (Re) и Пекле (Pe) получают вполне определенный вид:

$$\frac{V_0 l_0}{\mu} = \frac{Q}{\mu} = \mathrm{Re}; \tag{6.33}$$

$$\frac{V_0 l_0}{a} = \frac{Q}{a} = \mathrm{Pe}. \tag{6.34}$$

Комбинируя комплекс Фруда с относительной формой переменной, получим выражение для характеристического значения скорости:

$$\frac{V_0^2}{q l_0} = \frac{V_x^2}{V_0^2} = \frac{V_x}{\sqrt{q l_0}},$$

или, приняв $l_0 = r$,

$$V_x = \sqrt{qr}. \tag{6.35}$$

Для характеристического значения толщины пленки очевидно равенство:

$$\delta_* = \frac{Q}{V_*}. \tag{6.36}$$

Для приведения уравнений к обобщенному виду введем обозначения:

$$\left.\begin{array}{llll} W = \dfrac{V_x}{V_*}; & — & V = \dfrac{V_y}{V_*}; & \\ \xi = \dfrac{Y}{\delta(\varphi)}; & \varphi = \dfrac{X}{r}; & R' = \dfrac{r}{\delta_*}; & \\ — & — & \theta = \dfrac{T - T_0}{T_n - T_0}; & \\ — & — & \delta(\varphi) = \dfrac{Q}{V_x \int\limits_0^1 W \mathrm{d}\xi}, & \end{array}\right\} \tag{6.37}$$

где

$$\int_0^1 W \mathrm{d}\xi = \psi.$$

Рассмотрим систему уравнений, полученную после подстановки в уравнения (6.26)—(6.29) введенных обозначений (6.37) и (6.38):

$$W\frac{\partial W}{\partial \varphi} + \psi R' V \frac{\partial W}{\partial \xi} = \frac{R'\psi^2}{\mathrm{Re}} \frac{\partial^2 W}{\partial \xi^2} + g \sin\varphi; \tag{6.26′}$$

$$\frac{\partial W}{\partial \varphi} = -R'\psi \frac{\partial V}{\partial \xi}; \tag{6.27′}$$

$$W\frac{\partial \theta}{\partial \varphi} + R'\psi V \frac{\partial \theta}{\partial \xi} = \frac{R'\psi^2}{\mathrm{Pe}} \frac{\partial \theta}{\partial \xi}; \tag{6.28′}$$

$$\alpha' = \frac{\alpha \delta_*}{\lambda} = \psi \left(-\frac{\partial Q}{\partial \xi} \right)_{\xi = 0}. \tag{6.29′}$$

Используем равенства (6.37) для преобразования краевых условий (6.27)—(6.32) к обобщенному виду:

$$\left.\begin{array}{llll} 1)\ \varphi = 0; & W = 0; & \delta(0) = \infty; & \theta = 0; \\ 2)\ \xi = 0, \varphi; & W = 0; & V = 0; & \theta = 1; \\ 3)\ \xi = 1, \varphi; & \dfrac{\partial W}{\partial \xi} = 0; & \dfrac{\partial \theta}{\partial \xi} = 0. & \end{array}\right\} \tag{6.38}$$

Первое из условия (6.38) непосредственно приводит к тривиальному решению. Поэтому при интегрировании за начало отсчета принималось:

$$\varphi_1 = 10^{-3};\ \Delta W_1 = \sin\varphi \Delta\varphi = 10^{-6};\ \psi_1 = 10^{-6}.$$

С помощью этого весьма малого толчка система была выведена из нулевого решения. Проверка непосредственным расчетом показала, что дальнейшее уменьшение начальных значений не изменяет окончательного результата.

Система из пяти уравнений (6.26)—(6.29) и (6.38) содержит пять определяемых величин: W, V, θ, ψ и α', являющихся функциями безразмерных и относительных параметров. После присоединения краевых условий задача имеет единственное решение. Наибольший конечный интерес представляет зависимость среднеинтегральной по периметру величины безразмерного коэффициента теплоотдачи от обобщенных аргументов задачи:

$$\bar{\alpha}' = \frac{1}{\pi} \int_0^\pi \alpha'(\varphi) \mathrm{d}\varphi = f(\mathrm{Re}, \mathrm{Pe}, R'). \tag{6.39}$$

Однако применение критерия стабильности не исключает возникновения колебаний в отыскиваемой функции, хотя схема остается стабильной. При интегрировании системы уравнений такие колебания одной из переменной вообще недопустимы, так как немедленно отражаются на изменении других переменных, и система быстро теряет устойчивость.

При интегрировании уравнения (6.39) был использован метод автоматического регулирования шага по φ в зависимости от скорости изменения переменных [37].

Интегрирование системы определяющих уравнений было проведено при изменении аргументов задачи, указанном в табл. 6.4.

Таблица 6.4. **Значения безразмерных параметров интегрирования системы уравнений (6.26)—(6.29)**

№ варианта	Re	R'	R'/Pe	α'
1	128,2	215	0,1765	1,03
2	213,6	2851	1,4	0,255
3	213,6	31,87	0,0157	4,86
4	106,8	34,6	0,0341	3,92
5	256,4	5,878	0,00241	6,99
6	213,5	11,27	0,005243	5,75
7	170,9	14,09	0,00857	4,94

Критерий Прандтля принимался постоянным для всех вариантов и равным 9,5.

Как видно из рис. 6.20, результаты интегрирования хорошо группируются в системе координат $\lg\alpha' \to \lg(R'/\mathrm{Pe})$ и неплохо совпадают с результатами экспериментального определения коэффициента теплоотдачи Адамса [38].

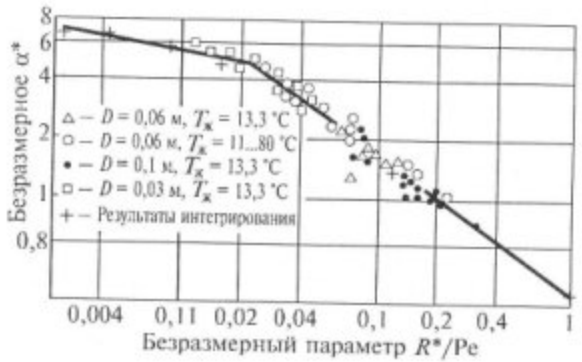


Рис. 6.20. Сравнения результата интегрирования с экспериментальными данными Адамса

Интересно отметить: выявленное при решении задачи вырождение параметра R'/Pe совпадает с ее качественным рассмотрением. Действительно, при весьма малых диаметрах труб D и больших расходах жидкости течение последней переходит в сквозное. Наибольший коэффициент теплоотдачи в этом случае находят из равенства

$$\alpha_{\max} = \overline{V}\rho C_p, \tag{6.40}$$

или в безразмерном виде:

$$\alpha' = \frac{\alpha\delta_*}{\lambda} = A\frac{Q}{a} = A\cdot\mathrm{Pe}. \tag{6.41}$$

На основании проведенных расчетов и сопоставления их с результатами экспериментального определения коэффициента теплоотдачи при поливе горизонтальной трубы могут быть предложены следующие критериальные зависимости [37]:

$$\alpha' = 0{,}311\left(\mathrm{Pe}/R'\right)^{0{,}75} \quad \text{при } \mathrm{Pe}/R' < 38; \tag{6.42}$$

$$\alpha' = 0{,}5163 + 2{,}525\cdot 10^{-3}\cdot\mathrm{Pe} \quad \text{при } \mathrm{Pe}/R' > 38. \tag{6.43}$$

Уравнение (6.40) удобнее использовать в виде непосредственной связи между α и $Q_{\text{ор}} = 2Q$:

$$\alpha = 619\frac{Q_{\text{ор}}^{0,5}}{D^{0,625}}, \tag{6.44}$$

где $Q_{\text{ор}} = 2Q$ — полный расход воды при охлаждении одного погонного метра трубы, м³/(м · ч); α — в Вт/(м² · град); D — в м.

Уравнения (6.42) и (6.43) получены стандартным методом шагового регрессионного анализа с поиском точки перелома.

6.2.3. НЕСТАЦИОНАРНАЯ ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ СТЕНКИ ТРУБЫ ИЗ ТЕРМОПЛАСТА

Охлаждение трубной заготовки начинается непосредственно после ее выхода из формующего зазора экструзионной головки и проводится сначала в калибрующем, а затем в охлаждающем устройствах. Задача рассматривается применительно к трубам, у которых $D/S > 10$. Таким образом, основное уравнение имеет вид:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a(T)\frac{\partial^2 T}{\partial X^2} + D(T)\left(\frac{\partial T}{\partial X}\right)^2, \tag{6.45}$$

где D — наружный диаметр трубы, м; S — толщина стенки, м; T — температура, К; $A(T)$ — температуропроводность полимера как функция температуры, м²/с;

$$D(T)=\frac{\frac{\partial\lambda(T)}{\partial T}}{C_p(T)\rho(T)},\quad \text{м}^2/(\text{с}\cdot\text{К});$$

$C_p(T)$ — теплоемкость полимера как функция температуры, кДж/(кг · К); $\lambda(T)$ — теплопроводность полимера как функция температуры, Вт/(м² · К); $\rho(T)$ — плотность полимера как функция температуры, кг/м³; $\bar{t}$ — приведенное время, с/м²; X — безразмерная координата.

В переменных $X = x/S$ и $\bar{t} = t/S^2$ решение инвариантно относительно толщины стенки (t — время охлаждения трубы).

За начальное распределение применяется постоянная по сечению выдавливаемой заготовки температура — $T_р$, К. При использовании современных экструзионных машин, шнеки которых снабжены специальными гомогенизирующими элементами, это условие выполняется достаточно точно.

На внутренней поверхности трубы принимается отсутствие теплоотвода:

$$\left.\frac{\partial T}{\partial X}\right|_{X=0}=0. \qquad (6.46)$$

На охлаждаемой поверхности:

$$\frac{1}{T_п-T_f}\left.\frac{\partial T}{\partial X}\right|_{X=1}=\frac{\alpha S}{\lambda(T_п)},$$

где индекс «п» относится к поверхности трубы, индекс «*f*» — к жидкости вне пограничного слоя.

Теплопроводность расплава полимера практически не зависит от температуры. Так как в начальный момент $T_п = T_р$, за значения критерия Bio, являющего аргументом задачи, можно принять значение, полученное при $\lambda_0 = \lambda(T_р)$. Тогда

$$\frac{1}{T_п-T_f}\left.\frac{\partial T}{\partial X}\right|_{X=1}=\frac{\alpha S}{\lambda_0}\frac{\lambda_0}{\lambda(T_п)}=\text{Bio}\frac{\lambda_0}{\lambda(T_п)}. \qquad (6.47)$$

Изменение толщины стенки заготовки учитывается при интегрировании уравнения теплопроводности.

Принимая во внимание индивидуальный для полимеров характер зависимости отношения $\lambda_0 = \lambda(T_р)$ от температуры, очевидно, что роль Bio как критерия подобия сводится исключительно к обеспечению инвариантности граничного уравнения по отношению к характерному значению системы. В уравнении (6.47) имеется другая инвариантная размеру величина, которая выявляется при его перегруппировке:

$$\alpha\left(T_п-T_f\right)=\frac{1}{S}\left[\lambda(T_п)\left.\frac{\partial T}{\partial X}\right|_{X=1}\right]=\frac{1}{S}q_{пр}, \qquad (6.48)$$

где α — коэффициент теплоотвода от охлаждаемой поверхности, Вт/(м² · К).

Величина в квадратных скобках уравнения (6.48) по физическому смыслу является тепловым потоком с охлаждаемой поверхности пластины единичной толщины («приведенный тепловой поток» $q_{пр}$). Эту функцию легко выделить из результатов численного интегрирования основного уравнения при граничном условии первого рода в виде зависимости

$$q_{пр}=f_1\left(T_р,T_п,t\right), \qquad (6.49)$$

так же, как и искомую по постановке задачи длительности охлаждения (t_0) до заданной конечной температуры ($T_{ок}$) в стенке изделия:

$$t_0=f_2\left(T_р,T_п,T_{ок}\right). \qquad (6.50)$$

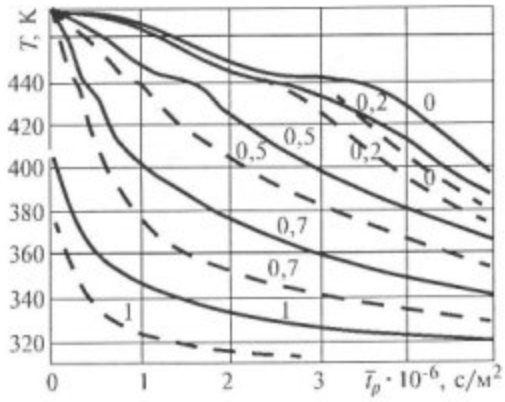


Рис. 6.21. Зависимость температуры стенки трубы от приведенного времени охлаждения:
числа у кривых — наружный диаметр трубы D, м; — эксперимент, – – – – расчет

Входящий в состав последних двух уравнений параметр $T_п$ (температура охлаждаемой поверхности) предлагается определить как среднеинтегральную на отрезке времени охлаждения по уравнению, вытекающему из равенства (6.48):

$$K\left(T_п-T_f\right)=\frac{1}{S(t_2-t_1)}\int_{t_1}^{t_2}q_{пр}\left(T_р,T_п,t\right)\mathrm{d}t, \qquad (6.51)$$

где для общности α заменено на коэффициент теплопередачи K.

На рис. 6.21 приведено температурно-временно́е распределение в стенке охлаждаемой трубы из полипропилена при Bio, равном 7 и 14, построенное на основе табулированных результатов численного интегрирования уравнения (6.42) при граничных условиях (6.47).

Хотя в настоящее время накоплено достаточно вариантов результатов интегрирования уравнения теплопроводности для определения зависимости (6.50) в расширенном виде

$$t_0=f\left(T_р,T_п,T_{ок},\text{Bio}\right),$$

в задаче интенсивности и оптимизации процесса охлаждения мы используем уравнение:

$$K(t)=\frac{1}{S\left(T_п-T_f\right)}f\left(T_р,T_п,t\right). \qquad (6.52)$$

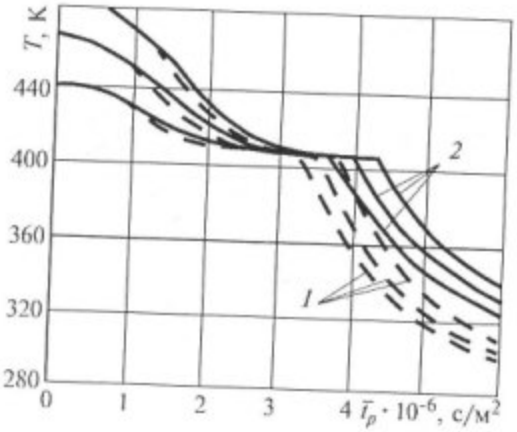


Рис. 6.22. Кривые охлаждения внутреннего слоя заготовки:

1 — $T_п$ = 280 К; *2* — $T_п$ = 300 К

Уравнение (6.52), при выбранной из технологических соображений или по условию оптимальности величине температурного напора ($T_п - T_ƒ$), выдвигает совершенно определенные требования к распределению интенсивности теплоотвода на всем участке охлаждения изделия.

О завершенности процесса охлаждения трубы судят по температуре наиболее горячего слоя стенки трубы. Температура ($T_{ок}$) должна быть задана в зависимости от технологических условий изготовления трубы. Изменение температуры внутренней (неохлаждаемой) поверхности трубы ($X = 0$) во времени при различных исходных температурах расплава и охлаждаемой поверхности показано на рис. 6.22.

На кривых охлаждения имеется точка перелома, соответствующая нижней границе температурного интервала максимальной скорости кристаллизации; обозначив этот момент приведенного времени $t_{кр}$ («время кристаллизации»), разделим процесс охлаждения на два этапа. Ход кривых на первом, а также координата точки перелома по оси времени определяются начальными и граничными условиями. После точки перелома распределение температур в стенке зависит только от граничного условия. Поэтому общее время охлаждения t_0 до заданной максимальной остаточной температуры на внутренней поверхности $T_{ок}$ для кристаллизирующегося полимера может быть найдено в виде:

$$t_0 = \tau_{кр}\left(T_р, T_п\right) + \tau\left(T_п, T_{ок}\right).$$

Рассмотрим первое слагаемое последнего уравнения. Из неизвестной задачи нестационарной теплопроводности с фронтом превращения вещества в классической ее постановке для пластины толщиной S можно определить время полного превращения $t_{кр}$:

$$\frac{t_{кр}}{S^2} = \tau_{кр} = \frac{\rho' C_р' Q}{2\lambda''} \frac{1}{T_{кр} - T_п}, \qquad (6.53)$$

где ρ', $C_р'$ — плотность и теплоемкость до кристаллизации; λ'' — теплопроводность закристаллизовавшегося материала; Q — характеристическая температура превращения.

Уравнение (6.53) получено из условия, что теплофизические характеристики материала имеют постоянные значения, скачкообразно меняющиеся при фазовом переходе. Время полного превращения оказывается обратно пропорциональным разнице между температурой перехода и температурой поверхности. Постоянный для классической задачи множитель в нашем случае является неизвестной функцией краевых температур, связанной с зависимостью теплофизических характеристик полимера от температуры. Эту функцию можно искать в виде степенно́го ряда:

$$a_1 + a_0\left(T_{кр} - T_п\right) + \ldots + a_i\left(T_{кр} - T_п\right)^i + a_2\left(T_р - T_{кр}\right) + \ldots + a_j\left(T_р - T_{кр}\right)^j + \ldots .$$

Необходимое число членов ряда определим с помощью шагового регрессионного анализа уравнения:

$$t_{кр} = a_0 + \frac{a_1}{T_{кр} - T_п} + a_2 \frac{T_р - T_{кр}}{T_{кр} - T_п} + \ldots . \qquad (6.54)$$

Показано [37], что исчерпывающим является применение только выписанных в уравнение (6.54) членов ряда.

Вторые участки кривых на рис. 6.22, полученные при одних и тех же граничных условиях, могут быть совмещены путем параллельного переноса по оси времени. На рис. 6.23 такое совмещение выполнено в полулогарифмических координатах. Как видно из рисунка, ряд произвольных точек, взятых равномерно из табличного массива результата интегрирования определяющего уравнения, хорошо группируется около лучей, выходящих из точки с координатами ($T_{кр}$, 0). Угол наклона лучей зависит от температуры на охлаждаемой поверхности. Сформируем относительную температуру для слоя $X = 0$ в виде:

$$\theta\big|_{X=0} = \frac{T\big|_{X=0} - T_п}{T_{кр} - T_п},$$

для которой «начальной» температурой является $T_{кр}$, а текущей — $T\big|_{X=0}$. Решение линейного уравнения теплопроводности в этом случае дает:

$$\lg\theta = b_0 + A\left(t - t_{кр}\right), \qquad (6.55)$$

где A — постоянное число (при $Bio \to 0$).

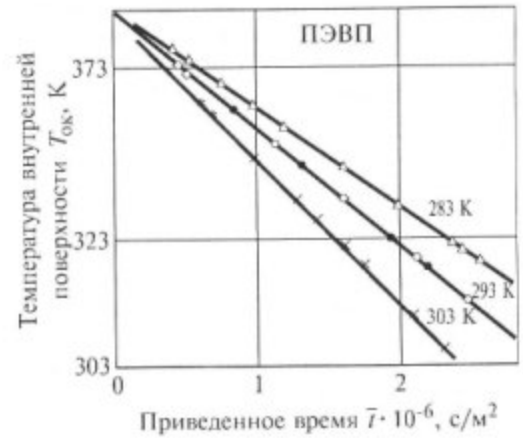


Рис. 6.23. Совмещение графиков охлаждения внутренней поверхности трубы на втором этапе охлаждения. Цифры на прямых — температура поверхности $T_в$, К

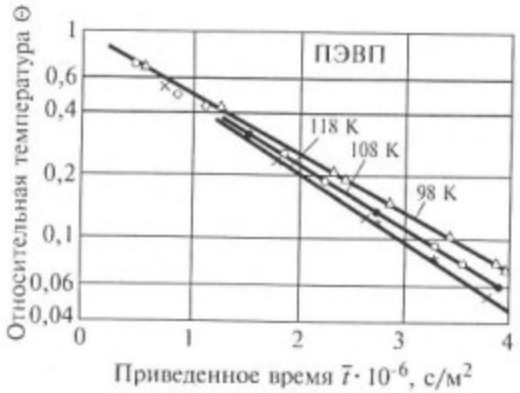


Рис. 6.24. Зависимость относительной температуры от приведенного времени охлаждения. Цифры на прямых – температурная разность ($T_{кр} - T_{п}$), К

На рис. 6.24 данные предыдущего рисунка перестроены в применении к относительной температуре θ. Очевидно, что, в отличие от классического решения, для кристаллизирующихся полимеров величина A является функцией «начальной» температурной разности. Эта функция в определенной мере отражает среднеинтегральную величину коэффициента температуропроводности в пределах температурной разности ($T_{кр} - T_{п}$). Хорошее приближение этой функции дает уже линейный множитель $b_1 (T_{кр} - T_{п})$, и искомое уравнение принимает вид:

$$\lg\theta = b_0 + b_1\left(T_{кр} - T_{п}\right)\left(t - t_{кр}\right). \qquad (6.56)$$

Коэффициенты регрессионного уравнения приведены в табл. 6.5.

Уравнение вида (6.56), когда ход перестройки температурного поля не зависит от начального температурного распределения, характерно для регулярного режима охлаждения. Важным выводом из приведенного здесь результата является то, что для кристаллизующегося полимера регулярный режим охлаждения наступает только после снижения максимальной скорости кристаллизации. Из уравнения (6.56) находим время охлаждения слоя до заданной относительной остаточной температуры:

$$t_0 = t_{кр} + \frac{\lg\theta_{ок} - b_0}{b_1\left(T_{кр} - T_{п}\right)}, \qquad (6.57)$$

где $t_{кр}$ определяется по уравнению (6.54).

Применим предложенный метод к поиску функций, аппроксимирующих зависимость теплового потока от времени охлаждения. Процесс по прежнему разбит на два этапа известной по уравнению (6.54) величиной приведенного времени $t_{кр}$. На рис. 6.25 показана зависимость приведенного теплового потока от приведенного времени охлаждения на первом этапе. Очевидна его зависимость как от начальной ($T_р$), так и от граничной ($T_п$) температур. На этом этапе охлаждения тепловой поток определяется положением кристаллизирующегося слоя, его расстоянием от охлаждаемой поверхности ($\bar{\xi}$), а стенку трубы можно представить полуограниченным массивом с фронтом превращения вещества. Из решения классической задачи имеем:

$$\bar{\xi} = f\left(T_р - T_п\right)\sqrt{t}.$$

Тогда тепловой поток равен:

$$q = \bar{\lambda}\frac{T_{кр} - T_п}{\bar{\xi}}.$$

В нашем случае $\bar{\lambda} = f\left(T_{кр} - T_п\right)$; объединив под знак функции и разность, стоящую в числителе, запишем:

$$q = \frac{f\left(T_{кр} - T_п\right)}{\varphi\left(T_р - T_п\right)\sqrt{t}}.$$

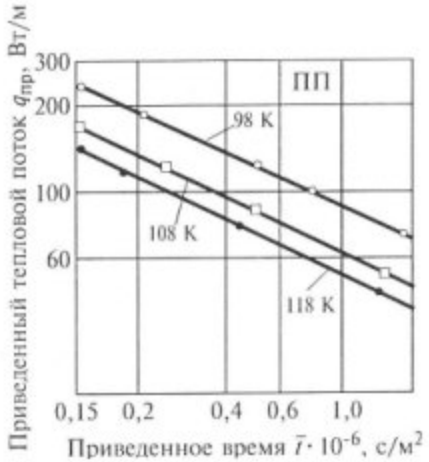


Рис. 6.25. Зависимость приведенного теплового потока от приведенного времени охлаждения на первом этапе

Таким образом, искомая зависимость для теплового потока должна представлять собой произведение трех независимых функций и аппроксимирующее значение следует искать в виде:

$$\lg q_{пр} = n_0 + n_1\lg\tau + n_2\lg\left(T_р - T_п\right) + n_3\lg\left(T_{кр} - T_п\right). \qquad (6.58)$$

Коэффициенты регрессионного уравнения приведены в табл. 6.5.

Таблица 6.5. **Коэффициенты регрессионных уравнений (6.56), (6.58), (6.60) и (6.61)**

Коэффициент	ПЭВП	ПЭНП	ПП
a_1	$324{,}2016\cdot 10^6$	$63{,}693\cdot 10^6$	$147{,}3873\cdot 10^6$
Fa_1	2727	62,6	96,54
a_2	$1{,}0552\cdot 10^6$	$1{,}37575^{*}10^6$	$2{,}418339\cdot 10^6$
Fa_2	2443	696	125,9
a_0	$0{,}3522\cdot 10^6$	$1{,}07195\cdot 10^6$	$0{,}922674\cdot 10^6$
$F_{об}$	2270	500	823,6
b_1	$-0{,}285745\cdot 10^{-8}$	$-0{,}2104\cdot 10^{-8}$	$-0{,}112997\cdot 10^{-8}$
$F_{об}$	14897	3832	833
b_0	0,0141	0,0911	0,02272
n_1	–0,5307	–0,5231	–0,4884
Fn_1	8411	665	26696
n_2	0,4985	0,62441	0,6996
Fn_2	35	574	2628

Продолжение

Коэффициент	ПЭВП	ПЭНП	ПП
n_3	0,31339	0,30806	0,237703
Fn_3	290	112	171
n_0	3,44152	3,065105	2,65509
$F_{об}$	2936	3304	12956
m_1	1,8141	1,39787	1,670668
Fm_1	39,5	18,84	130,5
m_2	$-0{,}261071\cdot10^{-8}$	$-0{,}18399221\cdot10^{-8}$	$0{,}1010473\cdot10^{-8}$
Fm_2	80,92	191	374

Отметим, что показатель степени при приведенном времени в случае всех трех полимеров, как это следует из вывода уравнения (6.58), примерно равен 0,5.

Несколько иначе обстоит дело с тепловым потоком после завершения кристаллизации. На данном этапе охлаждения меняется не координата ξ, а температура $T|_{X=0}$ при постоянной толщине стенки $X = 1$:

$$q_{пр} = \bar{\lambda}\left(T|_{X=0} - T_п\right),$$

или

$$q_{пр} = \bar{\lambda}\left(T_{кр} - T_п\right)\theta.$$

На рис. 6.26 представлена зависимость $\lg q_{пр}$ от $\lg \theta$ для вариантов расчета ПЭНП. Таким образом:

$$\lg q_{пр} = d_0 + d_1 \lg\left(T_{кр} - T_п\right) + d_2 \lg\theta. \qquad (6.59)$$

Уравнение (6.59) имеет ясное физическое толкование, вытекающее из его вывода; для практики удобнее использовать прямую зависимость вида $q_{пр} = f(T_{кр} - T_п, t)$. Подставив в уравнение (6.59) выражение для $\lg\theta$ из уравнения (6.56), получим:

$$\lg q_{пр} = d_0 + d_1 \lg\left(T_{кр} - T_п\right) + b_0 + b_1\left(T_{кр} - T_п\right)\left(t - t_{кр}\right),$$

или, объединив d_0 и b_0, найдем:

$$\lg q_{пр} = m_0 + m_1 \lg\left(T_{кр} - T_п\right) + m_2\left(T_{кр} - T_п\right)\left(t - t_{кр}\right). \qquad (6.60)$$

Коэффициенты регрессионного уравнения приведены в табл. 6.5.

В случае поливинилхлорида наступление регулярного режима охлаждения, как это следует из рис. 6.27, не связано с переходом

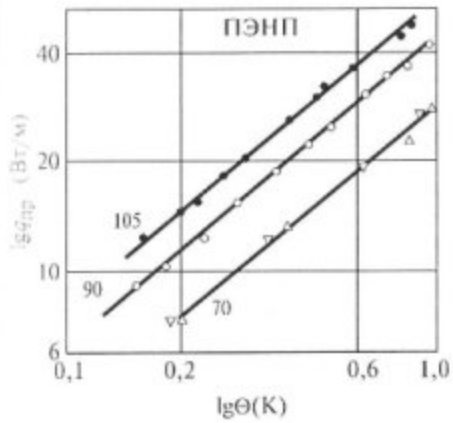


Рис. 6.26. Зависимость приведенного теплового потока от относительной температуры охлаждения для второго этапа охлаждения. Цифры на кривых – температурная разность ($T_{кр} - T_п$), К

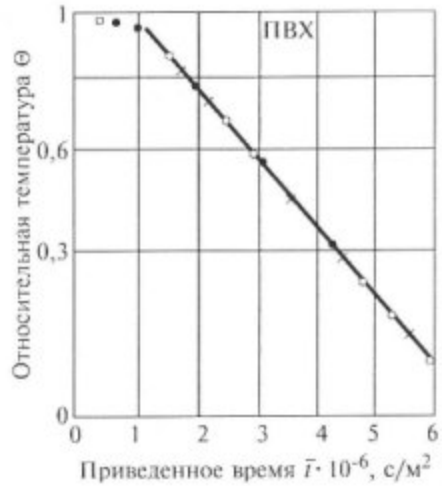


Рис. 6.27. Зависимость относительной температуры от приведенного времени охлаждения и температурной разности ($T_{кр} - T_п$):

• – 98 K; o – 108 K; + – 118 K

полимера в стеклообразное состояние. Для относительной температуры пригодно уравнение:

$$\lg\theta = b_0 + b_1 t. \qquad (6.61)$$

Коэффициенты регрессионного уравнения приведены в табл. 6.6.

Хотя из рис. 6.27 видно, что относительная температура не зависит от температурной разности, в пределах которой рассматривается процесс охлаждения, при оценке коэффициентов уравнения (6.61) последнее рассматривалось, по аналогии с уравнением (6.56), в расширенном виде:

$$\lg\theta = b_0 + b_1 t + b_2 \lg\left(T_р - T_п\right) + b_3 t\left(T_р - T_п\right).$$

Регрессионный анализ не подтвердил гипотезы, что b_2 и b_3 отличны от нуля.

Для теплового потока в решении линейного уравнения теплопроводности нет аналитического выражения. Сохраняя принятую для кристаллизирующегося полимера форму уравнения и разбивая процесс на две части, получим:

для $t \le 3{,}3\cdot10^6$

$$\lg q_{пр} = n_0 + n_1 \lg\tau + n_2 \lg\left(T_р - T_п\right); \qquad (6.62)$$

Таблица 6.6. **Коэффициенты регрессионных уравнений (6.62), (6.63) для ПЭНП**

Коэффициент	Значение коэффициента
b_1	$-0{,}119195 \cdot 10^6$
b_0	0,119457
$F_{об}$	6169
n_1	–0,551094
Fn_1	816
n_2	0,874377
Fn_2	196
n_0	3,14035
$F_{об}$	465
m_1	2,57328
Fm_1	930
m_2	$-8{,}742 \cdot 10^{-10}$
Fm_2	144
m_0	–3,7168
$F_{об}$	118

для $t > 3{,}3 \cdot 10^6$

$$\lg q_{пр} = m_0 + m_1 \lg\left(T_р - T_п\right) + m_2 \tau\left(T_р - T_п\right). \qquad (6.63)$$

Коэффициенты уравнения (6.62) и (6.63) приведены в табл. 6.6.

Для завершения построения математической модели необходимо определить вид зависимости

$$\bar{q}_{пр} = \int_{t_1}^{t_2} q_{пр}\left(T_р, T_п, t\right)\mathrm{d}t$$

в уравнении (6.62). Уравнения (6.58), (6.60), (6.62) и (6.63), аппроксимирующие функцию $q_{пр}$ ($T_п$, $T_р$, t), имеют достаточно простой интеграл.

Для кристаллизующегося полимера:

при $t_1 < t_2 \le t_{кр}$

$$\bar{q}_{пр} = \frac{q_{пр2} t_2 - q_{пр1} t_1}{\left(n_1 + 1\right)\left(t_2 - t_1\right)}; \qquad (6.64)$$

при $t_{кр} < t_1 < t_2 \le t_{охл}$

$$\bar{q}_{пр} = \frac{q_{пр2} - q_{пр1}}{m_2\left(t_2 - t_1\right)\left(T_{кр} - T_п\right)\ln 10}. \qquad (6.65)$$

Для некристаллизирующегося полимера:

при $t_1 < t_2 \le 3{,}3 \cdot 10^6$

$$\bar{q}_{пр} = \frac{q_{пр2} t_2 - q_{пр1} t_1}{\left(n_1 + 1\right)\left(t_2 - t_1\right)}, \qquad (6.66)$$

при $3{,}3 \cdot 10^6 < t_1 < t_2 \le t_{охл}$

$$\bar{q}_{пр} = \frac{q_{пр2} - q_{пр1}}{m_2\left(t_2 - t_1\right)\left(T_р - T_п\right)\ln 10}, \qquad (6.67)$$

где $q_{пр1}$ и $q_{пр2}$ — значения мощности приведенного теплового потока, определенные по уравнениям (6.58), (6.60), (6.62) и (6.63) в соответствующий момент приведенного времени t_1 или t_2.

Построение математической модели охлаждения труб из термопластов, таким образом, сводится к следующему:

1) коэффициенты теплоотвода от охлаждаемой поверхности и их распределение по длине охлаждающего оборудования считаются определенными; для оросительных ванн в разделе 6.2.4. дано достаточно строгое решение;

2) теплофизические характеристики полимера представляются в виде аналитической их зависимости от температуры статистической обработкой опытных данных; для улучшения последующих расчетов на ЭВМ полезно выбирать наиболее простые уравнения при сохранении достаточно высокого уровня объяснения разброса функции;

3) интегрируется основное уравнение теплопроводности в граничном условии первого рода при вариации начального и граничного параметров; так как вид аналитических зависимостей между параметрами процесса теперь установлен, достаточно шести вариантов изменения входных параметров;

4) статистическими методами определяются коэффициенты аппроксимирующих уравнений для рассматриваемого полимера.

При постановке задачи построения математической модели охлаждения конкретного полимера следует различать два класса полимеров:

а) кристаллизующиеся при охлаждении;

б) аморфные.

6.2.4. РАСЧЕТ КАЛИБРУЮЩЕГО И ОХЛАЖДАЮЩЕГО ОБОРУДОВАНИЯ

Математическая модель тепловых процессов, проходящих на стадиях калибрования и охлаждения трубной заготовки, позволяет выдвинуть вполне определенные требования к конструктивному исполнению соответствующего оборудования, к величине расхода теплоносителя и его температуре.

Диаметр калибрующей поверхности, время калибрования и величина силового калибрующего фактора (давление калибрования)

являются параметрами, непосредственно определяющими наружный диаметр изготавливаемой трубы. Так как его точность достаточно строго регламентирована, для полного расчета калибра математическую модель тепловых процессов необходимо дополнить решением «размерной задачи», т. е. установить зависимость диаметра трубы от геометрических параметров калибра и конкретных условий процесса калибрования.

Соотношение между диаметрами калибра $D_к$ и готовой трубы D характеризуется величиной

$$\Delta = \frac{D - D_к}{D}, \qquad (6.68)$$

которая только условно может быть названа «усадкой». На термическую усадку полимера, связанную с изменением плотности, накладывается деформация заготовки под действием калибрующего давления. Эта деформация, определяемая прочностью заготовки и, следовательно, временем калибрования, происходит в пределах упругой деформации и в принципе обратима. Степень обратимости, однако, зависит от момента разгружения заготовки, и при пневмокалибровании, например, когда заготовка на всем участке охлаждения находится под действием внутреннего избыточного давления, вся начальная деформация заготовки «замораживается». При вакуумном калибровании время действующего фактора зависит от длины зоны вакуумирования и скорости заготовки и в общем случае переменно.

Аналитическое решение задачи, по-видимому, не может быть получено. Однако недетерминированный подход и построение формальной математической модели методами планирования эксперимента, по мнению автора работы [37], может совершенно исказить реальную взаимосвязь между параметрами процесса.

Рассмотрим две наиболее распространенные схемы калибрования труб (рис. 6.28). Сведем рассматриваемые способы к однотипной задаче, в которой переменной величиной помимо времени калибрования $t_к$ является также время действия силового калибрующего фактора $t_р$. При этом

$$t_к = \frac{L_к}{V}; \; t_p = \frac{L_p}{V}, \qquad (6.69)$$

где $L_к$, $L_р$ — длины калибра и вакуумных ванн.

Скорость отвода V определяется производительностью Q и геометрическими параметрами трубы:

$$V = \frac{Q}{\pi D S \rho}, \qquad (6.70)$$

где D — диаметр трубы; S — толщина стенки трубы; ρ — плотность материала трубы.

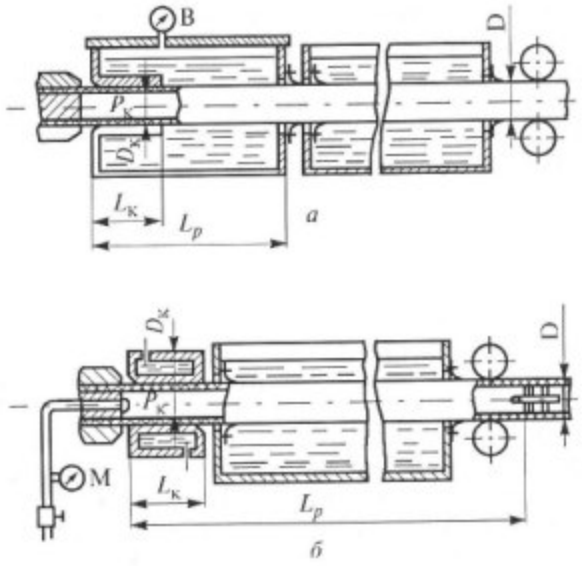


Рис. 6.28. Схемы калибрования труб:
а — вакуумкалибрование; *б* — пневмокалибрование

Приведенные времена инвариантны толщине стенки трубы:

$$\bar{t}_к = \frac{t_к}{S^2}; \; \bar{t}_p = \frac{t_p}{S^2}. \qquad (6.71)$$

В такой постановке «усадка» является функцией следующих параметров:

$$\Delta = f\left(\bar{t}_к, \bar{t}_p, P_к, S, D\right). \qquad (6.72)$$

Параметры $P_к$, S и D заданы по условию. Величина $\bar{t}_p$ может варьироваться в пределах $\bar{t}_к \le \bar{t}_p \le t_о$. Технологический опыт, однако, показывает, что при сравнительно короткой зоне действия силового калибрующего фактора труба при выходе из вакуумной ванны принимает форму овала, причем объяснить это явление действием собственного веса заготовки не удается. Вероятно, наиболее существенным фактором, приводящим к искажению формы трубы, является неизбежная неравномерность охлаждения по периметру заготовки. Длина вакуумных ванн промышленных трубных линий составляет 2, 4 или 6 м, поэтому величина $\bar{t}_p$, в принципе, определена и задача сводится к выбору длины калибра и его диаметра.

Очевидно, что избыточный контакт заготовки с калибрующей поверхностью приводит к ухудшению качества изготавливаемых

труб вследствие возрастания сил трения. Заготовка должна обладать лишь минимальной прочностью, способной противостоять действию калибрующего давления, которое на последующих этапах охлаждения предохранит заготовку от искажения формы.

При непрерывном распределении температуры в стенке $T(X)$ прочность заготовки равна [37]:

$$\sigma_p = \int_0^S \sigma_T[T(x)]dx = f(T_p, T_п, \tau_к), \qquad (6.73)$$

где $\sigma_T[T(x)]$ — зависимость предела текучести материала от температуры; σ_p — текущая прочность заготовки.

Если зависимость $\sigma_T(T)$ известна, то функция σ_p может быть легко получена при интегрировании уравнения теплопроводности, что было сделано в работе [37] для ПЭВП (рис. 6.29). Как видно из рис. 6.29, прочность заготовки из ПЭВП пропорциональна корню квадратному из приведенного времени калибрования. Расстояние кристаллизирующего слоя от охлаждаемой поверхности на первом этапе охлаждения также пропорционально квадратному корню из времени охлаждения [37]. Так как несущей способностью обладает только закристаллизовавшийся слой, по элементарным соображениям для всех кристаллизующихся полимеров можно предположить наличие следующей простейшей связи между прочностью заготовки и временем ее охлаждения [37]:

$$\sigma_p = K_1\sqrt{\tau}. \qquad (6.74)$$

Использование гипотезы (6.74) позволяет избежать поиска зависимости $\sigma_т(T)$ для каждого конкретного полимера и численного интегрирования уравнения теплопроводности. В рамках поставленной задачи гипотезы (6.74) достаточно для ее решения.

Для перепада давления, вызывающего пластическое разрушение заготовки, может быть получено следующее уравнение [37]:

$$P_{разр} = K_1\frac{S}{D}\sqrt{t_к}. \qquad (6.75)$$

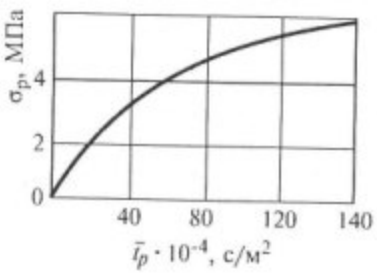


Рис. 6.29. Зависимость прочности заготовки от времени калибрования

Если заготовку в момент выхода из зоны калибрования нагрузить давлением $P_к = P_{разр}$, произойдет пластическое разрушение заготовки, и для надежной работы калибрующего оборудования длина $L_к$ должна быть выбрана так, что $P_к < P_{разр}$.

Введем обозначение

$$N_p = \frac{P_{разр}}{P_к} = K_1\frac{S\sqrt{t_к}}{DP_к}, \qquad (6.76)$$

имеющее смысл коэффициента запаса прочности. С увеличением N_p деформация заготовки под действием калибрующей разности давлений должна уменьшаться от предельной $\varepsilon_{тек}$, соответствующей пределу текучести ($\varepsilon_{тек} \approx 12...15\ \%$), до нуля. Таким образом, «усадка» в первую очередь определяется величиной коэффициента запаса прочности. Для определения необходимой и достаточной величины N_p даже при самой строгой постановке всех предыдущих рассуждений необходим эксперимент, так как априори известно только, что $N_p \geq 1$. Из уравнения (6.76) следует:

$$\frac{N_p}{K_1} = \frac{S\sqrt{t_к}}{DP_к} = N_м, \qquad (6.77)$$

где $N_м$ — модифицированный коэффициент запаса прочности заготовки.

Таким образом, экспериментальное исследование должно быть направлено на поиск эмпирической зависимости

$$\Delta = f\left(\frac{S\sqrt{t_к}}{DP_к}, t_p\right) = f\left(N_м, t_p\right). \qquad (6.78)$$

Путем несложных рассуждений автору работы [37] удалось существенно сократить число параметров в уравнении (6.86), причем ход рассуждений не зависит от гипотезы, которую автор принимает. В общем случае первый параметр в уравнении (6.76) принимает вид

$$N_м = \frac{Sf(t_к)}{DP_к}, \qquad (6.79)$$

и использование той или иной гипотезы о виде функции $f(t_к)$ должно быть подтверждено либо предварительным расчетом (как это было сделано в [37] для ПВП), либо в ходе обработки экспериментальных данных при получении зависимости (6.78).

Целью экспериментов, таким образом, является установление эмпирической зависимости диаметра трубы после завершения охлаждения от метода калибрования и конкретных параметров процесса. На созданной в этих целях лабораторной установке для всех рассмотренных в работе [37] кристаллизирующихся полимеров проведена, кроме того, экспериментальная проверка математической модели, в частности итоговых расчетов среднеинтегрального теплового потока на заданном участке охлаждения.

В работе [37] для этой цели была использована экспериментальная установка, смонтированная на базе экструдера «Гетферт», для чего были спроектированы и изготовлены: трубная го-

ловка, калибрующее устройство и вакуумная ванна. Лабораторная трубная линия имела следующие параметры:

Частота вращения шнека экструдера, мин$^{-1}$	До 100
Диаметр шнека, мм	30
Относительная длина шнека, L/D	25
Производительность экструдера, кг/ч	До 15
Диаметр изготавливаемой трубы, мм	25
Диаметр калибрующей гильзы, мм	26,1
Длина участка калибрования, мм	200
Длина участка действия вакуума, мм	520
Суммарная длина участка охлаждения, м	2,5
Скорость отвода трубы, м/мин	До 5

Заготовка за счет разности давлений внутри трубы и снаружи приводилась в соприкосновение с внутренней поверхностью гильзы калибра (рис. 6.30). Непрерывно отводимая с помощью тянущего устройства труба на выходе из калибра проходила через охлаждающее устройство наливного типа. Калибрующая разность давления ($P_к$) создавалась либо путем вакуумирования внешней поверхности заготовки, либо подачей во внутреннюю полость трубы избыточного давления. Свободный конец трубы в этом случае заглушался. Регулирование избыточного давления производилось редуктором Р, а величина вакуума B — дросселированием воздуха вентилем B_1.

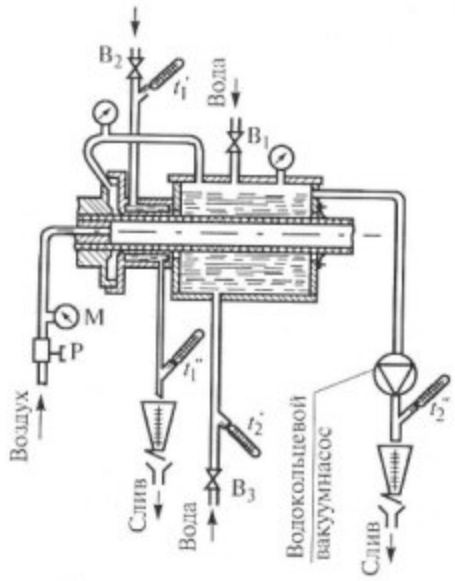


Рис. 6.30. Схема экспериментальной установки для исследования процесса охлаждения труб

Расход охлаждаемой жидкости регулировался вентилями B_2 и B_3. Изменение температуры производилось с помощью стеклянных термометров, установленных в ее поток в точках t'_1, t'_2 и t''_1, t''_2. Не менее чем через 15 ч после изготовления определяли фактический диаметр трубы.

При широком варьировании производительности и скорости отвода трубы измерялись и фиксировались следующие параметры процесса:

N — частота вращения шнека, мин$^{-1}$ [по показаниям вторичного привода экструдера (±1 мин$^{-1}$)];

$T_р$ — температура расплава, °С;

V — скорость отвода трубы, м/с [по времени прохождения нанесенной на трубе метки отрезка пути, равного 1 м (±0,005 м), с помощью секундомера (±0,1 с)];

S_{20} — средняя толщина стенки трубы при комнатной температуре, м [измерялась микрометром (± 0,01 мм) в восьми точках по периметру трубы];

$Q_в$ — расход охлаждаемой воды, м^3/с [выявляли определением объема отводимой воды мерным цилиндром (± 2,5 м^3) в единицу времени (± 0,1 с)];

ΔT – изменение температуры воды при ее прохождении через охлаждающее устройство, К [определяли измерением термометром температуры воды на входе и выходе (± 0,1 К)];

$\Delta_т$ — диаметр трубы, м;

$P_К$ — величина действующего на заготовку давления калибрования, МПа [по показаниям манометра или вакуумметра (± 0,001 МПа)].

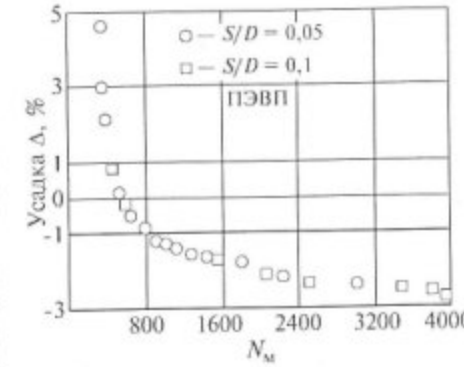


Рис. 6.31. Зависимость усадки от модифицированного запаса прочности $N_м$

Исследовался процесс калибрования трубы из полиэтилена и полипропилена трубных марок [37].

На рис. 6.31 показана зависимость усадки от модифицированного коэффициента запаса прочности. Данные получены при реализации на экспериментальной установке схемы пневмокалибрования трубы из ПЭВП путем варьирования величины $P_К$ в пределах от 0,03 до 0,27 МПа для двух величин отношения $S/D_т$. При $N_м < 600$ деформация заготовки лавинообразно нарастает. При увеличении $N_м$, что при постоянном значении $P_К$ соответствует возрастанию длины калибра, зависимость усадки от $N_м$ выражена слабо. Таким образом, при увеличении длины калибрования размер трубы в меньшей степени подвержен влиянию флуктуации калибрующего давления, и размерная точность повышается. Этот фактор вступает, однако, в противоречие с требованием о минимальности длины контакта заготовки с калибрующей поверхностью: в высокопроизводительных процессах одновременно с сокращением длины зоны калибрования ($L_К$) необходимо принимать меры по стабилизации величины калибрующего давления.

Данные рис. 6.31 могут быть аппроксимированы уравнением

$$\Delta = C_0 + \frac{C_1}{N_м}, \qquad (6.80)$$

однозначно связывающим между собой длину и диаметр калибрующей поверхности в случае пневмокалибрования труб.

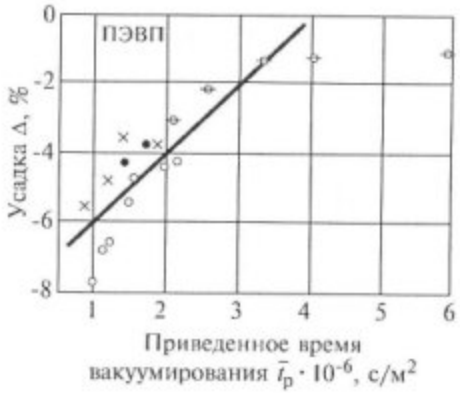


Рис. 6.32. Зависимость усадки от приведенного времени вакуумирования

Для анализа влияния времени действия калибрующего фактора на усадку заготовки необходимо привлечь экспериментальные данные, полученные на модернизированной промышленной линии, когда в условиях форсированных режимов экструзии длины зоны вакуумирования явно не хватало. Эти данные приведены на рис. 6.32 в виде зависимости усадки от времени вакуумирования. При $\bar{t}_р > 4 \cdot 10^6$ ее значение достаточно хорошо предсказывается уравнением (6.80). Значение $t_р = 4 \cdot 10^6$ для ПЭВП совпадает с величиной $t_{кр}$ (время отверждения заготовки по всей толщине). Это обстоятельство позволяет обрабатывать результаты эксперимента с помощью уравнения

$$\Delta = C_0 + \frac{C_1}{N_м} + C_2 t_р, \qquad (6.81)$$

где $t_р \le t_{кр}$.

Уравнение (6.81) дополняет математическую модель процессов калибрования трубы в части расчета геометрических параметров калибра.

Количество потребляемой линией охлаждающей воды $Q_в$ может быть определено непосредственно по данным об изменении энтальпии материала Δi и степени нагрева жидкости в процессе теплообмена: для ПЭВП Δi= 586 кДж/кг, для ПЭНП Δi = 418 кДж/кг, а для ПП Δi = 669 кДж/кг. Тогда

$$Q_в = \frac{\Delta i}{C \Delta T} Q_э, \qquad (6.82)$$

где $Q_э$ — производительность экструзии (кг/ч) при ΔT, равной 1015 К.

Количество воды, подаваемой на орошение центробежным насосом, определяется требуемой интенсивностью теплоотвода. Задавшись среднеинтегральным напором ($T_п - T_ƒ$), коэффициент теплопередачи следует определить по уравнению:

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{S\left(\bar{T}_п - T_р\right)} \bar{q}_{пр}. \qquad (6.83)$$

Наибольший среднеинтегральный тепловой поток, очевидно, имеет место на первом этапе охлаждения (до $\tau_{кр}$).

По найденному значению $\bar{\alpha}$ определяется плотность полива трубы — с помощью уравнения (6.44), которое решено относительно расхода жидкости $Q_{ор}$ [м³/(м · ч)] [37]:

$$Q_{ор} = \left(\frac{\alpha D^{0,625}}{619} \right)^2. \qquad (6.84)$$

Для данного вида сырья по уравнениям (6.55) и (6.57) определяются приведенные величины времен завершения кристаллизации ($\bar{t}_{кр}$) и охлаждения ($\bar{t}_{охл}$).

Длина охлаждения $L_{охл}$ по значениям приведенного времени $\bar{t}_{охл}$ вычисляется с использованием величины $K_т$ из табл. 6.7 в зависимости от типа трубы [37]:

$$L_{охл} = \frac{Q_э}{3600} \frac{\bar{t}_{охл}}{K_т}. \qquad (6.85)$$

Таблица 6.7. **Значение коэффициента $K_т$ при различных давлениях калибрования $P_к$**

Полимер	Значение $K_т$ при различных $P_к$ (МПа)			
	до 0,25	до 0,4	до 0,6	до 1
ПЭВП	$1{,}2 \cdot 10^5$	$7{,}5 \cdot 10^4$	$5{,}0 \cdot 10^4$	$3{,}0 \cdot 10^4$
ПЭНП	$6{,}1 \cdot 10^4$	$3{,}8 \cdot 10^4$	$2{,}6 \cdot 10^4$	$1{,}5 \cdot 10^4$
ПП	$1{,}4 \cdot 10^5$	—	$5{,}6 \cdot 10^4$	$3{,}4 \cdot 10^4$

Таким образом, при использовании оросительных охлаждающих устройств расчет охлаждающих устройств сводится к ряду простейших операций.

Если учитывать требования к конструктивному исполнению калибрующего устройства, инженерный расчет калибрующего устройства также выполняется достаточно просто:

1. Исходные данные для расчета совпадают с приведенными выше.
2. Расход охлаждаемой жидкости определяется из условий оптимальности теплоотвода.
3. Приведенное время калибрования определяется по выбранной величине $N_м$ (см. рис. 6.31). В принципе, как было указано, эта величина может быть выбрана в диапазоне $400 < N_м < 4000$, что соответствует стократному изменению длины калибрующей гильзы. Из рис. 6.31 видно, что при $N_м$ = 600 усадка в случае пневмокалибрования трубы из ПЭВП составит ~0,5 % и дальнейшее увеличение длины калибра бессмысленно.

Таким образом, принимаем:

$$N_{\text{м}} = \frac{S\sqrt{t_{\text{к}}}}{P_{\text{к}} D} = 600. \qquad (6.86)$$

После подстановки уравнений (6.69)—(6.71) в (6.86) получим уравнение для определения длины калибра:

$$L_{\text{к}} = \frac{36 \cdot 10^4}{\pi\rho} P_{\text{к}}^2 Q_{\text{э}} \frac{D}{S^3}. \qquad (6.87)$$

Так как давление калибрования обычно составляет 0,03—0,4 МПа, при выборе длины калибрующей гильзы применимо уравнение:

$$L_{\text{к}} = 0{,}54 \cdot 10^{-4} Q_{\text{э}} \frac{D}{S}. \qquad (6.88)$$

Хотя уравнение (6.88) выведено на основе экспериментальных данных, относящихся к ПЭВП, практика показала полную пригодность калибров, длина которых выбрана по уравнению (6.88), и при высокоскоростной экструзии труб из ПЭВП и ПП.

4. Диаметр калибрующей гильзы необходимо выбирать по уравнению (6.88) в зависимости от типа материала, из которого изготавливается труба. При этом длина зоны вакуумирования (длина вакуумной ванны) должна быть не менее 1 м на каждые 100 кг/ч производительности проектируемой линии.

6.3. АГРЕГАТЫ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ЛИСТОВ И ПЛОСКИХ ПЛЕНОК

6.3.1. ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА И ОБОРУДОВАНИЯ

Листы и плиты, как и плоские пленки, изготавливают экструзией полимеров через плоскощелевые головки. Разделение изделий на «пленки» и «листы» по толщине носит условный характер. Правильнее, по-видимому, использовать эти термины, руководствуясь не столько толщиной материала, сколько свойствами (прежде всего жесткостью) полимера и типом используемого перерабатывающего оборудования. Действительно, плоские изделия из ПЭВД толщиной до 0,35–0,5 мм имеют относительно малую жесткость, изготавливаются на агрегатах для получения пленок (плоских и рукавных) и как конструкционный материал использоваться не могут. В то же время жесткие полиолефины, такие как ПЭНД и особенно ПП, при толщине щелевого продукта свыше 0,35–0,5 мм перерабатывают на оборудовании, предназначенном для производства листов. Эти материалы достаточно жестки, их неудобно наматывать в рулоны. Таким образом, с технологической и эксплуатационной точек зрения к *листам* могут относиться плоские изделия и полуфабрикаты, изготавливаемые на листовых агрегатах (линиях) и имеющие толщину: для ПЭВД ≥ 0,5 мм, для ПЭНД ≥0,35 мм и для ПП ≥0,25 мм. Для других полимеров, проявляющих повышенную жесткость, минимальная толщина листов существенно меньше 0,5 мм. Так, изделия из ударопрочного полистирола ПС и пластмасс на основе эфиров целлюлозы принято характеризовать как листы при толщине ≥ 0,125 мм и ≥0,25 мм соответственно [1—3]. Листы толщиной ≥ 5 мм, используемые как конструкционный материал, например в строительной технике, часто называют *плитами*. Плиты толщиной до 8–10 мм изготавливают исключительно методом экструзии. Более толстые плиты изготавливают методом прессования гранулированных ПО или предварительно пластицированного расплава, а также спрессовыванием нескольких листов или пленок.

Листы изготавливают продавливанием расплава полимера через формующий инструмент с горизонтальной плоской щелью и последующим охлаждением и калиброванием экструдата по толщине на специальных валковых устройствах. Типичная технологическая схема процесса и компоновка оборудования современной листовальной линии показана на рис. 6.33.

Расплав полимера, подготовленный в цилиндре машины *1*, экструдируют через плоскощелевую головку *2*. Полученная таким образом горячая заготовка направляется в зазор между валками с хромированной и полированной поверхностью. Устройство *3*, включающее, как правило, три валка, не только охлаждает полимер, но и фиксирует лист по форме и толщине, а также сглаживает его поверхность, которая при такой обработке приобретает зеркальный блеск. В промышленной практике это устройство называют листовальным каландром, хотя это принципиально неверно. Несмотря на то, что при прохождении листовой заготовкой валков может иметь место так называемый «каландровый эффект», по своим основным технологическим функциям это гладильно-калибровочное и охлаждающее устройство, которое мы будем для краткости называть «гладильными валками».

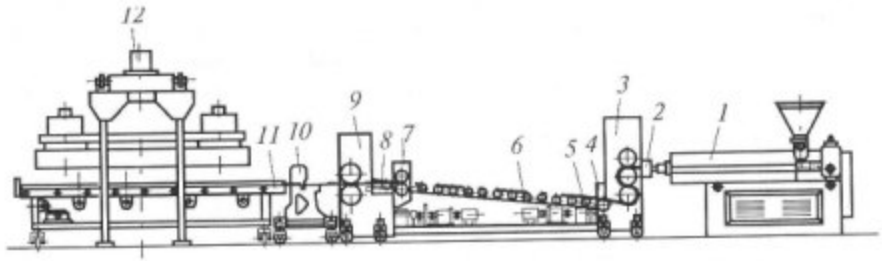


Рис. 6.33. Схема агрегата для изготовления листов и плит

После гладильных валков (ГВ) лист проходит толщиномер *4* и направляется по роликовому транспортеру («рольгангу») *6*, *8* и *10*. В начале рольганга могут устанавливаться дополнительные охлаждающие (или, наоборот, нагревательные) устройства *5*. Продвижение листа по всей линии обеспечивает вытяжное устройство *7*, основным рабочим элементом которого является обычно пара валков с гуммированной поверхностью. В состав комплектной линии входит устройство *9* для продольной резки охлажденного листа на полосы (ленты), оснащенное дисковыми ножами, а также машина (станок) *11* для поперечной резки, представляющая собой либо ножницы ударного (гильотинного) действия (для листов толщиной до 4— 5 мм) либо дисковую пилу (при толщине изделия > 5 мм). Лист, разрезанный на куски определенной длины и ширины, попадает на товарный стол *12*, выполняющий также функции укладчика.

В настоящее время описанным способом из полиолефинов изготавливают листы толщиной 0,25—12,5 мм при ширине до 2,5—3,0 м. Разработаны и проходят испытания установки для выпуска листов из полиолефинов (ПО) толщиной до 20 мм и шириной до 4 м.

Наиболее широкое применение находят листы толщиной 2—6 мм и шириной до 1800 мм. Экономически наиболее выгодно производить относительно широкие листы (600—1500 мм) даже в тех случаях, когда требуются более узкие изделия.

Подавляющая часть листов из ПО используется для облицовки химической аппаратуры и в качестве полуфабриката для термоформования всевозможных изделий. Однако в последнее время листовые материалы начали использовать для упаковки. Успехи в этой области связаны прежде всего с разработкой нового листового материала, получившего название *картонпласт*. Технология изготовления картонпласта в принципе аналогична технологии производства обычных листов, но при этом применяют плоскощелевые головки с формующей частью, оснащенной продольными призматическими стержнями, так что получается лист, представляющий собой две тонкие пластины, соединенные перемычками. Полотно картонпласта нарезают, как обычно, на мерные куски, из которых в дальнейшем на прессах, оборудованных специальными штампами, вырубают заготовки — «выкройки», представляющие собой плоскостную развертку упаковки.

Листы и плиты, выпускаемые современной промышленностью, относятся к крупногабаритным изделиям и полуфабрикатам. Большие размеры листов и плит (ширина и толщина) приводят к необходимости использовать для их изготовления высокопроизводительное оборудование. Поэтому листовальные агрегаты отличаются от установок для изготовления пленок более мощными экструдерами и вспомогательным оборудованием, обладающим повышенной пропускной способностью.

В большинстве случаев экструзионные линии для получения листов из ПО имеют производительность в пределах 150—250 кг/ч.

Производительность установок для изготовления листов и плит толщиной до 10 мм и шириной до 3 м, как правило, составляет 500—800 кг/ч. Разработаны и выпускаются агрегаты, которые обеспечивают получение плит толщиной до 12,5 мм при ширине до 3,5 м, с производительностью 1000—1500 кг/ч. Однако экономическая эффективность подобных крупнотоннажных установок в силу ряда причин обычно невысока. Кроме высокой стоимости самого оборудования это объясняется большим количеством отходов и некондиционной продукции, возникающих при пуске подобных линий в работу и наладке технологического режима. Переналадка крупных агрегатов при переходе с одного материала на другой, при широком ассортименте перерабатываемых материалов, требует больших сырьевых и энергетических затрат. В целях сокращения времени вывода крупнотоннажных установок на нормальный режим работы, для удобства обслуживания необходимо использовать устройства для полуавтоматической регулировки зазора формующей щели головки. Данные установки блокируют с толщиномером, работающим на изотопных датчиках. Такая система существенно удорожает стоимость формующего инструмента, усложняет его наладку и ремонт.

Отмеченные недостатки крупнотоннажных установок приводят к снижению их технологической «мобильности» и рентабельности. Поэтому наряду с разработкой и совершенствованием оборудования большое значение приобретает оптимизация работы установок средней мощности и интенсификация технологического процесса переработки. Сведения, приводимые в этой главе, касаются в основном наиболее распространенных в промышленности линий, предназначенных для изготовления листов из ПО толщиной 2—8 мм и шириной 600—2000 мм.

Экструдеры для переработки ПО в листы оснащают шнеками с относительной длиной L/D не менее 20:1; чаще всего рабочая длина шнека L составляет $(25\div30)D$ для ПЭ и $(25\div40)D$ для ПП. Увеличение длины шнека способствует повышению производительности и улучшению гомогенизации расплава. Экструдеры со шнеками длиной $30D$ и выше, как правило, включают кроме зон загрузки, пластикации и дозирования зону дегазации, что особенно важно для экструзии ПП, склонного к термоокислительной деструкции, сопровождающейся выделением газообразных продуктов, существенно снижающих качество листа. Рекомендации по конструкциям шнеков даны в главе 2.

Головка для экструзии листов должна обеспечивать достаточно равномерное распределение потока расплава по всей ширине формующего зазора. Это достигается установкой дросселирующих устройств (клапаны специальной конструкции) и решеток с сетками, играющими дополнительно роль фильтра и увеличивающими противодавление. Число сеток в пакете зависит от вязкостных свойств перерабатываемого материала, его чистоты, конструкции

головки и т. д. Чаще всего используют три сетки с последовательно увеличивающейся по ходу экструзии плотностью. Для чистых материалов, например ПП, рекомендуется устанавливать сетки с числом отверстий на 1 $см^2$, равным 80, 100 и 800. При наличии механических примесей в том же ПП приходится увеличивать плотность сеток до 100, 900 и 2500 отверстий на 1 $см^2$.

Конструкции плоскощелевых головок для экструзии листов приведены в главе 5.

Как видно из рис. 6.33, в состав экструзионных агрегатов для производства листов, плоских и рукавных пленок входят: приемные и размоточные устройства; охлаждающие устройства; транспортирующие устройства; режущие приспособления для продольной (при производстве рукавной и плоской пленок) и поперечной (при производстве листов) резки; намоточные устройства (в агрегатах для производства рукавных и плоских пленок); тянущие устройства; устройства для нанесения тиснений и печати (в специальных агрегатах).

Приемные устройства экструзионных агрегатов для производства листов из термопластов представляют собой гладильные каландры, предназначенные для приема и фиксации плоской формы экструдата и его толщины, разглаживания, глянцевания и предварительного охлаждения. Двустороннее разглаживание обеспечивается тремя валками, привод которых осуществляют от общего вала зубчатой цепью или червячной передачей.

Из головки листовая заготовка выходит горизонтально и попадает в межвалковый зазор. Дальнейшее перемещение листа может происходить по двум схемам: с огибанием верхнего или нижнего валка в случае применения трехвалкового устройства. Чаще применяют вторую схему, при которой обеспечиваются меньшее провисание и наиболее гладкая поверхность изделия [4]. Валки должны иметь достаточно большую поверхность охлаждения, поэтому их диаметр относительно велик: 250—400 мм. Поверхность валков хромируют и тщательно полируют для предотвращения прилипания полимера и отпечатывания на листе дефектов поверхности.

Валки должны равномерно соприкасаться с листом по всей ширине гладильного устройства во избежание образования матовых пятен и полос на изделии. Усилие прижатия валков друг к другу выбирается на основе экспериментальных данных в пределах 200—1000 Н на 1 см длины валка. Под действием этого давления цапфы валков могут деформироваться (давать прогиб). Для компенсации этого прогиба верхний и нижний валки снабжены специальными компенсаторами.

Важно также, чтобы система термостатирования обеспечивала равномерность температуры по всей длине и поверхности валков. В противном случае в листе возникают внутренние напряжения, обусловленные неравномерностью нагрева, и протягивание (отбор) полотна листового материала становится неравномерным.

Обычно гладильные каландры устанавливаются на некотором расстоянии от выходных кромок оформляющих губок плоскощелевых экструзионных головок. Поэтому температура листовой заготовки, попадающей в межвалковый зазор каландра, несколько ниже (на 10—20 К), чем температура расплава полимера в головке. С учетом этого обстоятельства и того, что окружные скорости валков каландров одинаковы (фрикция отсутствует), можно приближенно считать, что материал в межвалковом зазоре подвергается упругой деформации сжатия.

Приемное оборудование включает обычно, кроме гладильного устройства, роликовый транспортер и тянущие валки. В зависимости от производительности установки и толщины листа рольганг может иметь длину до 3 м и больше. Для интенсификации охлаждения листа для нескольких первых валков конвейера может предусматриваться внутреннее водяное охлаждение. Иногда лист на этом участке рольганга обдувают с двух сторон воздушными вентиляторами.

Во избежание провисания теплого листа расстояние между роликами конвейера не должно быть слишком большим. Тянущие валки имеют поверхностное гуммирование. Очень важным фактором, во многом определяющим физико-механические показатели листовых материалов, является тщательная синхронизация вращения тянущих и гладильно-калибрующих валков. Вследствие усадки листа в процессе его передвижения по рольгангу, тянущие валки должны вращаться с меньшей частотой, чем валки гладильного устройства (при переработке полиолефинов — в среднем на 3—7 %).

На участке перемещения полотна по рольгангу иногда предусматривают тепловые элементы (излучатели). Дополнительная термообработка способствует уменьшению внутренних напряжений и улучшению качества поверхности листа.

Оборудование для резки тонких листов (≤ 6 мм) представляет собой ножницы гильотинного типа. Для поперечной резки толстых листов и плит используют малогабаритные циркулярные пилы, которые устанавливают на каретке. Одновременно с вращением режущего инструмента каретка перемещается в поперечном направлении.

Так как за время разрезания полотно проходит некоторый путь в продольном направлении, то во избежание образования косого среза каретка должна также перемещаться на некоторое расстояние вместе с листом (т. е. в продольном направлении). После отрезания мерного куска каретка быстро возвращается (откатывается) в исходное положение. Продольную резку листа на полосы и обрезку кромок осуществляют дисковыми или обычными плоскими ножами.

Оборудование для укладки продукции включает в себя достаточно жесткий и ровный стол, на котором листы укладываются в пачки во избежание их деформирования. Стол может быть покрыт бу-

магой; использование бракованных (неровных) листов, полученных при наладке процесса, в качестве подкладок недопустимо. В современных установках, в первую очередь на линиях для производства крупногабаритных плит, масса которых может достигать 100 кг и более, предусматривают устройства, исключающие ручной труд по укладке изделий. Для этой цели могут использоваться, например, автоматические укладчики с вакуумными приспособлениями («присосками»), поднимающие плиты и перемещающие их в сторону от линии, где предварительно установлена тара для упаковки и хранения продукции.

Современные технологические линии комплектуют вспомогательным оборудованием, системами автоматизации и многочисленными приборами. Устанавливают устройства для предварительной подсушки и подогрева гранулированного сырья, пневмозагрузчики гранул, приспособления для намотки обрезанных кромок, вентиляторы для отсоса стружки, образующейся при распиливании листов и плит.

Кроме систем автоматического термостатирования зон экструдера, головки и валков гладильного устройства линии оснащаются механическими, электрическими и электронными приборами синхронизации частоты вращения соответствующих групп валков, толщиномерами (обычно с источником β-излучения) для периодического или непрерывного контроля и записи толщины листа в обоих направлениях, «путевыми» и концевыми микровыключателями, приборами для снятия накапливающегося на листах статического электричества и т. д.

Краткие сведения по оборудованию, приведенные выше, касались производства плоских листов и плит. Разработана и освоена промышленная технология изготовления листов с поперечными и продольными гофрами. Оборудование для получения гофрированных листов, включающее по сравнению с установками для экструзии плоских изделий ряд дополнительных устройств для создания поперечной или продольной волнистости, подробно описано в работах [54] и здесь не рассматривается. Гофрированные листы, применяемые в основном в строительстве в качестве кровельных настилов и для других целей, изготавливают почти исключительно из непластифицированного (жесткого) ПВХ; полиолефины для этих целей практически не используются.

В линиях для производства плоских и комбинированных пленок как экструзионным, так и каландровым методами пленка после охлаждения попадает на приемные устройства. В этих линиях приемные устройства представляют собой систему валков, число и размеры которых определяются технологическим процессом, свойствами и размером готовых пленок. От приемных устройств пленка транспортируется к намоточному устройству.

Устройство для приема плоской пленки (рис. 6.34), полученной экструзионным методом, состоит из станины *1*, а также установленных на ней отклоняющих роликов *3* и устройства *4* отбора (намотки) кромок. Плотная установка валков *2* исключает образование складок на пленке и способствует ее равномерной вытяжке. На промежуточных валках могут осуществляться такие технологические операции, как дополнительная вытяжка, обогрев или охлаждение, тиснение и термостатирование и т.п. В зависимости от назначения применяются различные схемы расположения валков (рис. 6.34), причем валки выполняют стальными, алюминиевыми или фторопластовыми. Валки для термостатирования пленки при 313—403 К изготавливают из стали с внутренней вставкой, образующей канал для течения теплоносителя.

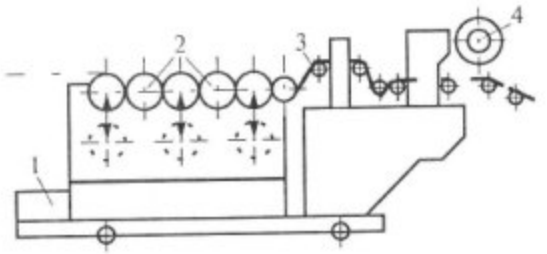


Рис. 6.34. Схема устройства для приема плоской пленки

Для обрезки кромок применяют следующие устройства: с пневматически регулируемым отжимным ножом на валке, имеющим твердость стекла (для мягких и тонких пленок); с вращающимися дисковыми ножами, работающими по принципу ножниц. При этом кромки либо удаляют пневматически, либо отводят вытяжными устройствами в емкость для отходов. Намотку кромок осуществляют на малых скоростях приема.

6.3.2. ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИИ ЭКСТРУЗИИ ЛИСТОВ И ПЛОСКИХ ПЛЕНОК

Технологические режимы переработки термопластов в листы, плоские и рукавные пленки зависят от природы, молекулярных и реологических характеристик материала, конструкции применяемого оборудования и ряда других факторов. Температуры экструзии могут варьироваться в довольно широких пределах, а значения технологических параметров, приведенные в табл. 6.7, следует рассматривать лишь как ориентировочные.

При экструзии плоских и рукавных пленок скорость потока расплава полимера различна в разных точках сечения головок. Благодаря наличию градиента скорости макромолекулы полимера ориентируются в продольном направлении потока. При экструзии листов и пленок из термопластов экструдат по выходе из формующего инструмента разбухает и, как правило, отбирается приемными устройствами. Окружная скорость валков калибрующего устройства превышает линейную скорость экструзии, и благодаря этому происходит дополнительная продольная ориентация. В ре-

Таблица 6.8. Температурные режимы экструзии некоторых полимеров

Полимер	Изделие	Температура по зонам цилиндра экструдера, К (±5 К)					Температура формующего инструмента, К		Давление в формующем инструменте, МПа
		1	2	3	4	5	головка	формующая щель	
Ударопрочный полистирол	Листы	443	453	468	473	473	468	478	15—25
	Листы	353	463	473	483	483	468	478	15—25
Полиэтилен низкой плотности	Рукавные пленки	398	408	408	418	418	418	418	10—18
	Плоские пленки	428	438	453	468	468	468	473	15—25
	Листы	403	413	423	453	453	453	463	—
Полиэтилен средней плотности	Листы	393	423	433	443	443	463	468	10—16
	Рукавные пленки	403	413	413	423	423	423	423	13—20
Полиэтилен высокой плотности	Листы	403	423	443	453	453	463	473	10—18
	Рукавные пленки	413	423	433	443	443	453	458	15—20
Полипропилен	Листы	463	483	493	503	503	503	513	—
	Плоские пленки	463	493	518	533	533	538	538	20—32
Жесткий ПВХ	Листы	423	438	448	463	463	453	458	10—20
Ацетатцеллюлозы	Плоские пленки	433	448	468	473	473	473	478	15—20
Полиметилметакрилат	Листы	433	438	443	443	443	443	453	5—10
Поликарбонат	Листы, плоские пленки	438	453	463	493	523	573	578	25—40

зультате продольной ориентации макромолекул существенно возрастают прочностные свойства листов и пленок в направлении экструзии и уменьшаются — в поперечном направлении. Деформационные свойства в направлении экструзии могут как возрастать, так и уменьшаться (соответственно снижаются или возрастают в поперечном направлении), в зависимости от применяемого материала и степени вытяжки.

По этой причине ориентированные полимеры обладают анизотропией механических свойств.

Если подвергнутые вытяжке листы нагреть выше температуры размягчения и дать возможность свободно перемещаться, то они самопроизвольно «ползут» (сокращаются), при этом прочностные показатели стремятся вернуться к значению для нерастянутого листа (пленки). При нагреве вытянутых листов ниже температуры плавления кристаллитов прочность снижается лишь незначительно, а путем фиксирования нагреваемого листа усадка может быть сведена к минимуму.

С повышением скорости сдвига или с возрастанием температуры расплава полимера увеличивается также поверхностный глянец листов.

При оценке листового материала наряду с качеством поверхности большое значение имеют их деформационно-прочностные показатели, определяемые для данного типа перерабатываемого материала параметрами экструзии. При дальнейшей переработке листового материала интересны закономерности изменения как деформационных, так и прочностных показателей в зависимости от угла к направлению экструзии.

В работе [53] приведены результаты исследования зависимости деформационно-прочностных характеристик листов из ПЭНП от параметров экструзии. Листы экструдировались при температурах в головке 403, 423 и 443 К. Выходящий лист попадал на охлаждающие валки, температура которых поддерживалась постоянной (353 К) путем регулирования количества охлаждающей воды, подаваемой в полости валков. За степень ориентации принималось отношение окружной скорости калибровочных валков к линейной скорости экструзии. Линейную скорость экструзии вычисляли по формуле:

$$v_{л.э} = \frac{G}{\rho_t B h}, \qquad (6.89)$$

где G — массовый расход через головку; ρ_t — плотность расплава полимера при температуре экструзии; B — ширина щели, см; h — высота оформляющей щели, см.

Стандартные образцы для испытаний прочности при растяжении вырубали из листа, экструдированного через щель высотой в 2, 3 и 4 мм, под разными углами к направлению течения α (рис. 6.35). Для каждого значения угла α брали по четыре образца. Угол меня-



Рис. 6.35. Схема вырубки образцов из листовых термопластов

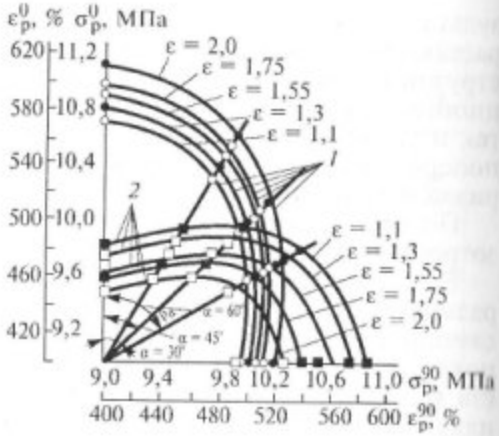


Рис. 6.36. Зависимость прочности при растяжении σ_p (*1*) и относительного удлинения при разрыве ε_p (*2*) от угла ориентации образцов α по отношению к направлению экструзии

ли в пределах от 0 до 90°. Испытания проводили на разрывной машине при постоянной скорости, равной 350 мм/мин. Зависимости прочности при растяжении σ_p и относительного удлинения ε_p при разрыве для ПЭНП от степени вытяжки при температуре оформляющего инструмента (головки) 403 К представлены на рис. 6.36.

Из приведенных зависимостей видно, что максимальная прочность при растяжении наблюдается вдоль вытяжки при всех температурах экструзии и степенях вытяжки, т. е. при $\alpha = 0$. С увеличением угла α прочность падает. Это объясняется тем, что по мере отклонения от направления ориентации противодействующие силы межмолекулярного взаимодействия убывают. Относительное же удлинение вдоль вытяжки меньше, чем в перпендикулярном к ней направлении, что объясняется меньшей гибкостью и способностью к деформации предварительно распрямленных цепей. При этом оказалось, что при всех температурах экструзии характер кривых один и тот же, т. е. максимальная прочность и минимальное относительное удлинение наблюдаются при $\alpha = 0$, а с увеличением угла α прочность падает, относительное удлинение возрастает.

Кривые зависимости прочности при растяжении σ_p и относительного удлинения при разрыве ε_p от угла α к направлению течения при одной и той же степени вытяжки можно получить, соединив соответствующие значения на лучах ρ (кривые *1* и *2* на рис. 6.36). При

этом кривые *1* хорошо описываются следующей эмпирической зависимостью:

$$\sigma_p^{\alpha} = A \cos 2\alpha + B, \qquad (6.90)$$

где σ_p^{α} — значения прочности при растяжении при произвольных значениях угла α; $A = \left(\sigma_p^0 - \sigma_p^{90}\right)/2$; σ_p^0 — прочность при растяжении при $\alpha = 0°$, т. е. вдоль вытяжки; σ_p^{90} — прочность при растяжении при $\alpha = 90°$, т. е. в перпендикулярном вытяжке направлении; $B = \left(\sigma_p^0 + \sigma_p^{90}\right)/2$; α — угол между направлением течения (ориентации) и осью образца.

Таблица 6.9. **Виды брака при экструзии листов**

Дефект	Причины	Рекомендации по устранению
Прямые полосы в направлении экструзии	Наличие зазубрин и инородных частиц на формующей поверхности головки	Очистка губок и ликвидация зазубрин
	Наличие влаги в материале	Сушка сырья Применение экструдера с вакуумным отсосом
	Зазубрина или борозда на поверхности валка	Дополнительная полировка валка
	Плохая адгезия наносимой на лист пленки к поверхности листа вследствие низкой температуры	Увеличить температуру ламинирующего валка
Прямые линии, перпендикулярные направлению экструзии (вдоль оси валков каландров)	Прилипание листа к поверхности валка	Уменьшить температуру валка или применить воздушное охлаждение
	Вибрация комплектующих устройств или головки	Проверить комплектующие устройства, закрепить головку
Кривые линии на поверхности листа	Плохое перемешивание материала в экструдере	Изменить геометрию шнека, увеличить давление в головке или уменьшить частоту вращения червяка
	Образование складок в зазоре между валками	Отрегулировать зазор и снизить давление между валками
Небольшие искривления линии вблизи одного из краев листа	Слишком высокая температура пленки, наносимой на поверхность листа	Уменьшить температуру ламинирующего валка, проверить колебание температуры на поверхности валка и, если необходимо, очистить валок изнутри

Продолжение

Дефект	Причины	Рекомендации по устранению
«Оспины» на поверхности листа	Плохое перемешивание материала в экструдере	Изменить геометрию шнека, увеличить давление в головке или уменьшить частоту вращения шнека
	Наличие влаги в исходном сырье	Сушка сырья. Применение экструдера с вакуумным отсосом
	Низкая температура охлаждающих валков	Повысить температуру валков
	Загрязненность сырья	Установить более тонкие сетки. Очистить головку. Улучшить подготовку материала
	Наличие воздуха в цилиндре экструдера	Изменить геометрию шнека, применить вакуумный отсос, увеличить давление в головке, уменьшить частоту вращения шнека
	Грязь на валках	Очистить поверхность охлаждающих валков влажной ветошью
Коробление листа	Неправильно подобрана температура охлаждающих валков	Повысить температуру среднего валка, увеличить или уменьшить температуру калибрующих валков, увеличить или уменьшить степень вытяжки; исключить сквозняки, проверить температуру края листа
Непостоянство размеров листа по толщине	Недостаточно высокая квалификация оператора	Проверить колебание производительности экструдера. Использовать более тяжелую головку
Тусклая поверхность	Валок покрыт слоем полиэтилена высокой плотности	Очистить валок влажной ветошью
	Низкая температура материала или охлаждающих валков, недостаточный глянец	Повысить температуру экструзии или применить дополнительные методы нанесения глянца

Кривые *2* хорошо описываются эмпирической формулой

$$\varepsilon_p^{\alpha} = -c\cos 2\alpha + D, \qquad (6.91)$$

где ε_p^{α} — относительное удлинение при разрыве для произвольных значений угла α;

$$c = \left(\varepsilon_p^{90} - \varepsilon_p^{0}\right)/2;$$

ε_p^{90} — относительное удлинение при разрыве в перпендикулярном вытяжке направлении, т. е. при $\alpha = 90°$; ε_p^{0} — относительное удлинение при разрыве вдоль направления вытяжки, т. е. при $\alpha = 0°$;

$$D = \left(\varepsilon_p^{90} + \varepsilon_p^{0}\right)/2, \%.$$

Оказалось, что с изменением степени вытяжки и температуры экструзии меняются и значения коэффициентов; общая же закономерность изменения σ_p и ε_p сохраняется.

В монографии Фридмана [19] приведены данные исследований физико-механических свойств плоских и рукавных пленок из ПЭНП, показывающие зависимость разрушающих напряжений при растяжении от степени раздува и направления ориентации.

В процессе экструзии листов и пленок возникает ряд трудностей, связанных с дефектами получаемых изделий, наладкой процесса и т. д. В табл. 6.9 приводятся наиболее распространенные виды дефектов и рекомендации по их устранению.

6.4. АГРЕГАТЫ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ РУКАВНЫХ ПЛЕНОК ЭКСТРУЗИЕЙ С РАЗДУВОМ

Известно несколько способов получения пленок из ПО. До начала широкого промышленного производства пленок из термопластов наиболее распространенными методами их изготовления были полив и каландрование. Развитие экструзионно-раздувного способа получения пленок связано прежде всего с ПЭВД. В настоящее время экструзия с раздувом (получение рукавных пленок) — это безусловно самый простой, производительный и, следовательно, самый экономичный метод изготовления пленок высокого качества. Созданы агрегаты на базе экструдеров со шнеками диаметром 200 мм и более, обеспечивающие получение рукавных пленок шириной до 24 м при производительности до 800 кг/ч и выше.

Производство плоских экструзионных пленок с помощью плоскощелевых головок (фильер) стало экономически оправданным только тогда, когда было показано, что резким охлаждением плоской заготовки непосредственно после ее выхода из формующей щели можно получить пленки из ПО с исключительно высокой прозрачностью. Этот метод находит все большее применение при переработке ПЭВД, ПЭНД и ПП. Значительно позднее получило распространение производство многослойных и комбинированных пленочных материалов.

В производстве пленок и покрытий ПЭВД играет ведущую роль среди всех полимерных материалов. Однако постоянно растет также производство и применение пленок из ПП, в то время

как линейный ПЭ до сих пор используют для получения пленочных материалов в ограниченных объемах.

Качество пленок из высших кристаллизующихся ПО может быть существенно улучшено с помощью последующей биаксиальной (двухосной) ориентации. Ориентацией пленке придают высокую прочность и морозостойкость, прозрачность и способность к значительной усадке. ПЭВД с пониженной степенью кристалличности проявляет склонность к значительной усадке лишь после предварительного сшивания, например с помощью достаточно интенсивного облучения.

6.4.1. ОПИСАНИЕ И АНАЛИЗ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Типичные технологические схемы получения рукавной экструзионной пленки представлены на рис. 6.37 и 6.38. Установки состоят из следующих основных узлов: экструдера *1* с загрузочным бункером, пульта управления установкой *2*, формующей головки *3*, устройства для охлаждения пленочного рукава *4*, монтажной эстакады *5*, складывающего приспособления («щек») *6*, устройства для приема сложенного пленочного полотна *7* и наматывающего приспособления *8*. Современные установки дополнительно оснащают автоматическими системами прижима тянущих валков приемного устройства, приспособлениями для обрезания кромок или

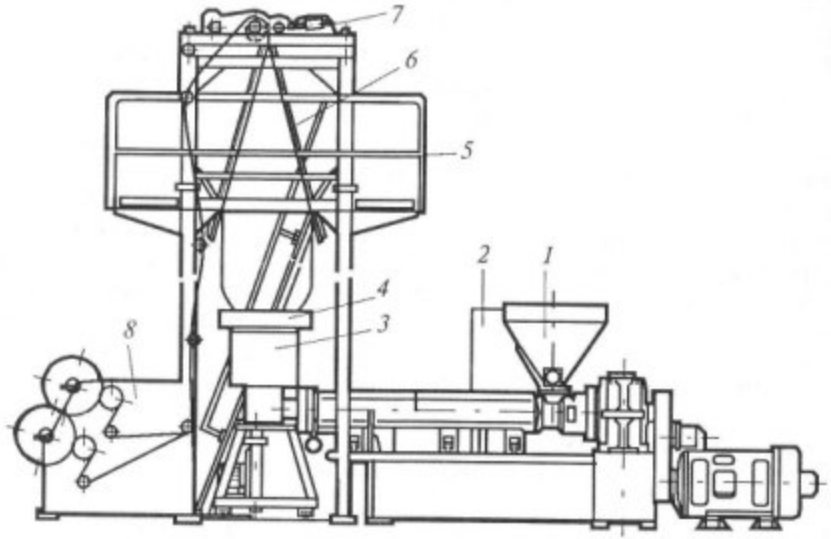


Рис. 6.37. Конструктивно-технологическая схема агрегата для получения раздувной пленки с отводом рукава вверх

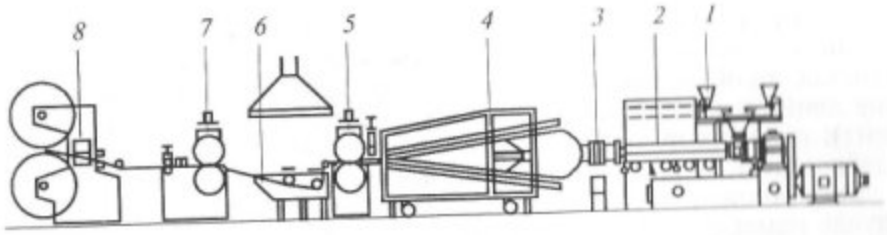


Рис. 6.38. Схема агрегата «Henschel» (ФРГ) для экструзии раздувной пленки в горизонтальном направлении

разрезания рукава на два отдельных плоских пленочных полотна (наматываемых в этом случае в два рулона намотчиком сдвоенного действия), приборами автоматического контроля ширины и толщины пленки с системами непрерывной или периодической записи этих параметров, устройствами для снятия статического электричества (в схеме на рис. 6.38 для этого используется ванна со специальным раствором) и т. д.

Не касаясь конструктивного исполнения различных установок, укажем только, что существующие агрегаты для производства пленок из ПО «рукавным» методом могут различаться конструкцией отдельных узлов и деталей, а также способом и направлением отвода пленочного рукава (вверх, вниз и горизонтально).

Разработаны также установки с вертикальными экструдерами. Такие установки выпускают, например, в ФРГ (фирмы «Kraus Maffei», «Paul Trester», «Laufer Butscher») и Швейцарии (фирма «Oerlikon Borhle AG»). Использование вертикального экструдера позволяет уменьшить необходимые производственные площади и применить прямоточные головки простой конструкции, обладающие относительно низким гидродинамическим сопротивлением и обеспечивающие лучшие условия для выравнивания потока.

Особенностью установок «Oerlikon» является использование вращающегося экструдера («ротатрудера»), что обеспечивает равномерное распределение разнотолщинности пленки по всей ее ширине, но усложняет конструкцию оборудования. Другим способом распределения разнотолщинности и создания улучшенных условий для высококачественной намотки пленки является применение головок с вращающимся корпусом. Таким формующим инструментом оснащаются, в частности, агрегаты «Reifenhouser» (ФРГ).

Технологический процесс получения рукавной пленки, независимо от конструкции агрегата, предусматривает следующие основные технологические операции (стадии): подготовка и подача сырья (гранулированного полимера) в загрузочный бункер экструдера; подготовка расплава полимера с помощью экструдера; выдавливание расплава через кольцевую щель экструзионной головки; раздув заготовки до необходимого диаметра подачей воздуха

внутрь рукава через специальные каналы в дорне головки; охлаждение рукавной заготовки; складывание пленочного рукава в плоское двойное полотно (ленту); обрезание кромок или разрезание двойного полотна на два одинарных полотна (или несколько лент); намотка полученной пленки в рулоны; контроль качества, разбраковка, маркировка и упаковка готовой продукции.

Регулирование толщины пленки осуществляют в простейшем случае изменением коэффициента раздува рукава и варьированием продольной вытяжки пленки за счет плавного (бесступенчатого) изменения скорости ее отвода, т. е. частоты вращения вытяжных валков приемно-намоточного устройства. После раздува заготовки до необходимого диаметра подачу воздуха внутрь рукава прекращают, и газ оказывается замкнутым в пленочном мешке, который скользит по воздушному баллону («пузырю») как по направляющему элементу.

Формование заготовки для получения рукавных пленок осуществляют продавливанием расплава полимера, подготовленного в экструдере, через кольцевую головку. Количественное описание этой операции сводится к решению задачи о течении аномально вязкой жидкости через кольцевой зазор, образованный внутренней стенкой мундштука и наружной стенкой дорна (см. главу 5).

В процессе раздува и отбора пленочного рукава происходит целый ряд сложных явлений: продольная вытяжка расплавленного материала («фильерная» вытяжка заготовки); поперечная (точнее, окружная) деформация расплавленной заготовки; охлаждение рукава, сопровождающееся кристаллизацией полимера; продольная (параллельная направлению отвода пленки) вытяжка материала при температуре ниже температуры плавления на участке после линии («фронта») кристаллизации и т. д.

При отыскании аналитических зависимостей основных геометрических параметров пленки (диаметра, толщины заготовки после раздува и т. п.) от размеров формующего инструмента, свойств перерабатываемого материала и технологических режимов процесса принимают ряд допущений: пренебрегают силами инерции, не учитывают поверхностное натяжение и аэродинамическое сопротивление потоку, рукав считают симметричным относительно его оси.

Схема формования пленочного рукава в процессе раздува приведена на рис. 6.39, на котором обозначена система координат и приведены основные параметры: продольная ось рукава z; h_0 — толщина кольцевого зазора формующего инструмента; h и L — толщины пленки в двух сечениях: близком к выходу из головки, в котором завершается разбухание экструдата (h), и после линии кристаллизации (L); d_0, d и D — диаметры пленки в сечениях, соответствующих h_0, h и L; направления ε_1 и ε_2 выбраны, соответственно, тангенциально и нормально пленке в сечении, нормальном оси z и проходящем на расстоянии z от головки через точку p; ε_3 — окружное направление; θ — переменный угол между направлениями ε_1 и z. При этом принимается, что толщина пленки h во много раз меньше радиуса рукава r ($h << r$).

Особенности деформации рукава зависят от режимов получения заготовки. Например, при отсутствии внутреннего избыточного давления ($\Delta P = 0$) поток претерпевает чистое одноосное растяжение в направлении отбора пленки. В реальных же случаях раздува рукава обычно имеет место двухосное растяжение. Для определения преимущественного направления деформации важное значение имеет соотношение скоростей экструзии и отбора рукава и давления раздува. Это соотношение определяет форму рукавной заготовки («пузыря»). Отношение линейной скорости приемки пленки v_L к средней линейной скорости экструзии расплава на выходе из головки v_0 влияет также на изменение толщины пленки в процессе раздува, молекулярную ориентацию и механические свойства пленок в различных направлениях.

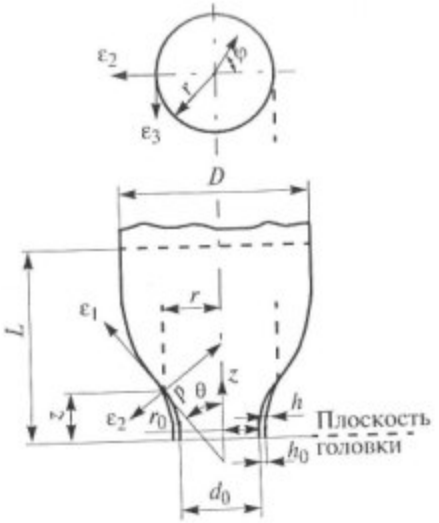


Рис. 6.39. К анализу процесса раздува рукава

Среди механических свойств пленок важное место занимает их прочность в осевом и поперечном направлениях. Указанные свойства подробно будут рассмотрены ниже. Здесь отметим только, что если пренебречь влиянием формы рукава и осевой вытяжкой твердой пленки выше линии кристаллизации, то коэффициент раздува $k = D/d_0$ (рис. 6.39). Соотношение скоростей отвода пленки и выхода расплава v_L/v_0 определяет степень ориентации полимера в соответствующих направлениях. Степень ориентации, в свою очередь, влияет на значения показателей механических свойств, например на относительное удлинение при разрыве.

Изложенные соображения позволяют сформулировать обоснованные рекомендации по получению рукавных пленок различного назначения. Так, для многих целей упаковки (в том числе по методу термической усадки упаковочного материала) желательно применение изотропных рукавных пленок. Очевидно, что для обеспечения одинаковой ориентации в обоих направлениях должно соблюдаться условие равенства поперечной и продольной вытяжки рукава: $k = v_L/v_0$.

Для упрощения описания процесса формования изотропных пленок можно положить, что продольная скорость в зоне раздува длиной L (от головки до линии кристаллизации) остается постоянной (v_L = const), а растягиваемый рукав имеет форму конуса. При этих допущениях градиент скорости $\dot{\gamma}$ определяется из соотношения [19]:

$$\dot{\gamma} = \frac{v_L - v_0}{L}. \tag{6.92}$$

Объемный расход расплава в различных сечениях рукава вычисляется из простой формулы:

$$Q = 2\pi r_0 h_0 v_0 = 2\pi R L v_L, \tag{6.93}$$

откуда

$$\frac{v_L}{v_0} = \frac{r_0}{R}\frac{h_0}{L}. \tag{6.94}$$

С учетом соотношения $k = v_L / v_0$ из равенства (6.94) следует, что для получения изотропных пленок должно соблюдаться условие:

$$\frac{h_0}{L} = k^2. \tag{6.95}$$

Эксперименты подтвердили [19], что коническая форма рукава во многих случаях действительно способствует получению изотропных рукавных пленок из ПО. Геометрические параметры рукава в форме конуса могут быть вычислены по следующим формулам [19]:

$$\frac{r}{r_0} = 1 + (B-1)\frac{z}{L};\quad B = \frac{r}{r_0};$$

$$\frac{h_0}{h} = k^2\frac{(B-1)(h_0 + BL)}{L^2 BL} + z\frac{h_0 + BL(B-2)}{LBL} + 1, \tag{6.96}$$

где величины без индексов — текущие значения соответствующих переменных на расстоянии z от начала вытяжки.

Для растяжения в условиях $\dot{\gamma}$ = const связь между z и продолжительностью вытяжки t устанавливается соотношением:

$$z = z_0\left(e^{\dot{\gamma}t} - 1\right) = \left(e^{\dot{\gamma}t} - 1\right)\frac{v_0}{\dot{\gamma}}. \tag{6.97}$$

Формула (6.97) отличается от обычного выражения для текущей длины дополнительным членом z_0, который отвечает сдвигу начальной точки отсчета к сечению, с которого начинается растяжение.

Из уравнений (6.96) и (6.97) следует соотношение, описывающее изменение толщины рукава во времени:

$$\frac{h}{h_0} = \frac{(B-1)(h_0 - BL)}{v_0^2 (v_L - v_0)^2 BL}\exp\left(2t\frac{v_L - v_0}{L} - 2\right) +$$

$$+\frac{v_0}{v_L - v_0}\frac{h_0 - BL(B-2)}{BL}\exp\left(t\frac{v_L - v_0}{L} - 1\right) + 1. \tag{6.98}$$

Приведенные количественные оценки процесса раздува позволяют рассчитывать параметры изотропных пленок, например радиус рукава после раздува R (или соответствующую ширину получаемого полотна), а также номинальную толщину продукта при известных конструктивных параметрах установки (радиус кольцевой щели r_0 и толщина формующего зазора h_0). Возможно также решение обратных задач — нахождения конструктивных параметров головки r_0 и h_0 при заданных размерах пленки R и H, однако для технологической практики наибольший интерес представляют задачи первого типа.

Порядок их решения следующий: вначале по заданным параметрам установки r_0, h_0, Q с использованием формулы (6.92) вычисляют среднюю линейную скорость экструзии v_0; задавая степень раздува k (для ПО ее обычно выбирают в пределах 1,5—4,0, чаще всего — 3,0—3,5), по уравнению (6.95) вычисляют толщину получаемой пленки h и из условия $k = v_L / v_0$ определяют скорость отбора пленки v_L. Подставляя значения v_L, k и h в формулу (6.96), нетрудно рассчитать высоту линии кристаллизации L и далее по выражению (6.92) — средний градиент скорости деформации в зоне раздува. Затем, применяя формулу (6.97) для всей зоны раздува в целом (т. е. полагая $z = L$), оценивают время $t' = \tau$ прохождения материалом всей зоны деформации. Наконец, в пределах интервала времени $t' - \tau$ можно задать текущие значения t (от частоты разбиения интервала зависит точность вычислений), по уравнению (6.97) вычислить текущие значения z и по равенству (6.98) определить значения толщин материала h в различных сечениях рукава. Такие данные полезны также при расчетах процесса охлаждения рукава (см. ниже). При заданной высоте линии кристаллизации по аналогичной методике может быть рассчитан коэффициент раздува k для получения изотропных пленок заданной толщины, а также решены другие технологические задачи.

Результаты экспериментальной проверки приведенных соотношений [19] показаны на рис. 6.40 и 6.41 при различных режимах экструзии ПЭВД (табл. 6.10) (номер режима в таблице соответствует номеру кривой на рисунке).

Как видно из этих рисунков, предположения о постоянстве градиента скорости и о конической форме рукава в зоне вытяжки

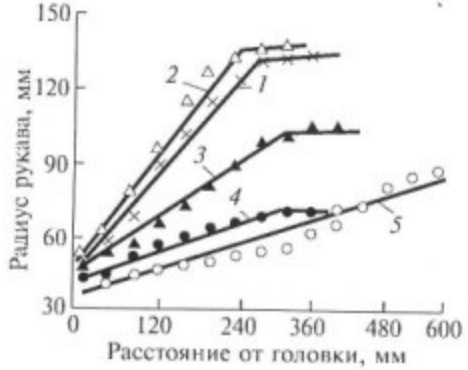


Рис. 6.40. Расчетные и экспериментальные значения текущего радиуса конического пленочного рукава

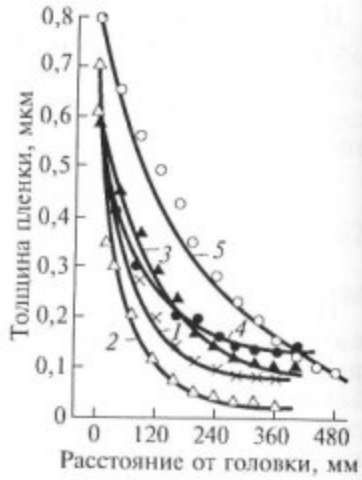


Рис. 6.41. Расчетные кривые (сплошные линии) и экспериментальные значения (точки) текущей толщины конического пленочного рукава, полученного при различных режимах

не вносят больших погрешностей в расчеты, что позволяет рекомендовать формулы (6.92)—(6.98) для инженерных расчетов процесса получения изотропных рукавных пленок. При получении пленок, упрочненных в одном направлении, необходимо, чтобы выполнялось равенство $h_0/H = k^2/\varepsilon$ (где ε – коэффициент, показывающий соотношение прочностей материалов во взаимно перпендикулярных направлениях).

Таблица 6.10. **Режимы экструзии ПЭВД**

№ режима	v_0, мм/с	v_L, мм/с	B	L, мм
1	14,8	50,0	2,8	280
2	41,8	500,0	2,7	260
3	34,0	142,0	2,1	360
4	16,0	71,8	1,55	320
5	18,2	108,0	2,3	560

В общем случае скорость растяжения при раздуве пленок непостоянна и увеличивается с ростом расстояния от торцевой плоскости головки [19], подобно тому как это имеет место при прядении волокна из расплава. В определении скорости растяжения материала в произвольном (текущем) сечении рукава и заключается основная трудность расчета геометрических параметров пленки (диаметра рукава, толщины), получаемых при различной производительности процесса. В остальном методика решения задачи аналогична приведенному выше расчету процесса формования конической заготовки.

Вычисление скоростей деформаций требует определения вязкости расплава. Задача существенно упрощается, если пренебречь силой тяжести материала и считать вязкость полимера постоянной во всей зоне раздува. Наиболее полная теория процесса раздува пленок была предложена в работе [55], на описании результатов которой мы кратко остановимся ниже.

Изменение скорости деформации в точке по всем направлениям (см. рис. 6.39) можно выразить так:

$$e_{11} = \frac{\partial v_1}{\partial \varepsilon_1} = -\frac{Q\cos\theta}{2\pi rh}\left(\frac{1}{r}\frac{dr}{dz} + \frac{1}{h}\frac{dh}{dz}\right);$$
$$e_{22} = \frac{\partial v_2}{\partial \varepsilon_2} = \frac{Q\cos\theta}{2\pi rh^2}\frac{dh}{dz}; \qquad (6.99)$$
$$e_{33} = \frac{\partial v_3}{\partial \varepsilon_3} = \frac{Q\cos\theta}{2\pi r^2 h}\frac{dr}{dz}.$$

Продольная вязкость материала η_E определяется вторым инвариантом тензора деформации $I = e_{11}^2 + e_{22}^2 + e_{33}^2$, который с учетом выражений (6.99) может быть вычислен из соотношения:

$$\sqrt{\frac{I}{2}} = \frac{Q\cos\theta}{2\pi rh}\left[\left(\frac{1}{r}\frac{dr}{dz}\right)^2 + \left(\frac{1}{r}\frac{dr}{dz}\right)\left(\frac{1}{h}\frac{dh}{dz}\right) + \left(\frac{1}{h}\right)\left(\frac{dh}{dz}\right)^2\right]^{\frac{1}{2}}. \qquad (6.100)$$

С другой стороны, продольная вязкость $\eta_E(I)$ определяется как

$$\eta_E(I) = \frac{\tau_{11}}{e_{11} - e_{22}} = \frac{\tau_{33}}{e_{33} - e_{22}}, \qquad (6.101)$$

где τ_{11} и τ_{33} — соответствующие напряжения в материале.

Для определения напряжений можно рассмотреть баланс сил, действующих на пленку в зоне раздува, и уравнение тонкостенной оболочки:

$$2\pi r\cos\theta P_L + \pi\Delta P\left(R^2 - r^2\right) + 2\pi\rho g\int_z^z rh\sec\theta dz = F_z; \qquad (6.102)$$

$$\Delta P = \frac{P_L}{R_L} + \frac{P_H}{R_H} - \rho g h\sin\theta, \qquad (6.103)$$

где ρ — плотность расплава, зависящая от температуры; g — ускорение силы тяжести; P_L и P_H — силы, действующие на пленку параллельно и перпендикулярно оси отбора соответственно; R_L и R_H – главные радиусы кривизны пленки, определяемые как

$$R_L = -\left[1+\left(\frac{\mathrm{d}r}{\mathrm{d}z}\right)^2\right]^{\frac{3}{2}} \frac{\mathrm{d}^2 r}{\mathrm{d}z^2} = \frac{\sec^3\theta}{\dfrac{\mathrm{d}^2 r}{\mathrm{d}z^2}}; \qquad R_H = \frac{r}{\cos\theta}. \tag{6.104}$$

Подстановка выражений (6.104) в (6.103) с учетом равенства (6.101) приводит к расчетным соотношениям для сил:

$$P_L = \frac{2\eta_E Q\cos\theta}{2\pi r}\left(\frac{1}{r}\frac{\mathrm{d}r}{\mathrm{d}z}+\frac{1}{h}\frac{\mathrm{d}h}{\mathrm{d}z}\right);$$
$$P_H = \frac{2\eta_E(I)Q\cos\theta}{2\pi r}\left(\frac{1}{r}\frac{\mathrm{d}r}{\mathrm{d}z}-\frac{1}{h}\frac{\mathrm{d}h}{\mathrm{d}z}\right). \tag{6.105}$$

Учитывая, что $\tau_{11} = P_L/h$ и $\tau_{33} = P_H/h$, по уравнениям (6.99)—(6.105) можно с применением интегрирования численным методом выполнить расчеты необходимых реологических и технологических параметров процесса. При этом такие конструктивные параметры установки, как размеры головки (r_0, h_0) и усилие, развиваемое тянущими валками (F_z), а также режим экструзии (температура в головке и, соответственно, плотность расплава, производительность машины, давление раздува) предполагаются известными.

Отметим, что вязкость зависит не только от напряженного состояния (характеризуемого при двухосном растяжении величиной I), но и от температуры, которая снижается вдоль рукава. При экспоненциальном законе изменения вязкости с температурой для степенной жидкости это может быть учтено соотношением:

$$\eta_E(I,T) = \eta_0 \exp\left[\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T}-\frac{1}{T_0}\right)\right]\left(\frac{I}{2}\right)^{\frac{n-1}{2}}, \tag{6.106}$$

где T и T_0 — температуры расплава соответственно на выходе из головки и в любом другом сечении пленки; η_0 — наибольшая неньютоновская вязкость при температуре T_0; n — индекс течения.

В частном случае одноосного растяжения ($\Delta P = 0$) методика расчетов остается прежней, но скорость деформации в осевом направлении e_{11} определится как

$$e_{11} = -\frac{Q\cos\theta}{\pi r^2 h}\frac{\mathrm{d}r}{\mathrm{d}z} = -\frac{Q\cos\theta}{\pi r h^2}\frac{\mathrm{d}h}{\mathrm{d}z}. \tag{6.107}$$

Для однородного двухосного растяжения $e_{11} = e_{33}$; при раздуве пленок это возможно только при единственном соотношении между радиусом рукава r и толщиной заготовки h:

$$e_{11} = e_{33} = \frac{Q\cos\theta}{2\pi r^2 h}\frac{\mathrm{d}r}{\mathrm{d}z} = -\frac{Q\cos\theta}{4\pi r h^2}\frac{\mathrm{d}h}{\mathrm{d}z}. \tag{6.108}$$

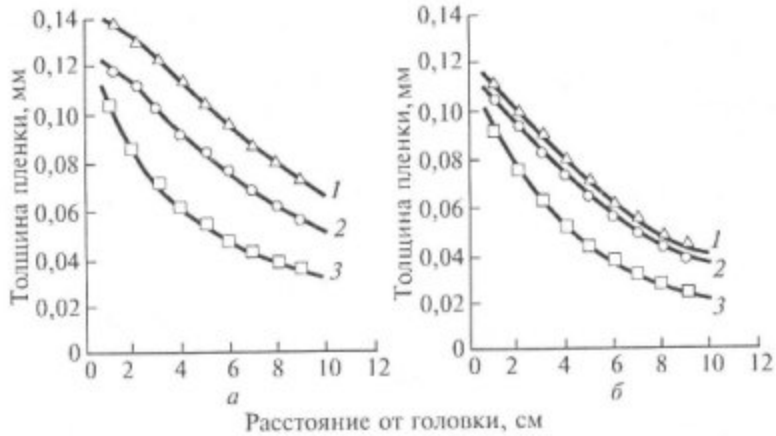


Рис. 6.42. Профиль толщины пленки из полиолефинов (ПО) при одноосном (*а*) и двухосном (*б*) растяжении:

1 — ПЭНД; *2* — ПП; *3* — ПЭВД

Приведенные количественные оценки процесса позволяют определить функции $r(z)$, $h(z)$ и $\theta(z)$ для различных значений производительности Q и рассчитать профили скоростей деформации.

Изменение толщины пленок из ПЭНД, ПП и ПЭВД как функция расстояния от формующего инструмента представлено на рис. 6.42. Условия экструзии при одноосном и двухосном растяжении идентичны, за исключением величины ΔP. При прочих равных условиях двухосное растяжение обеспечивает получение более тон-

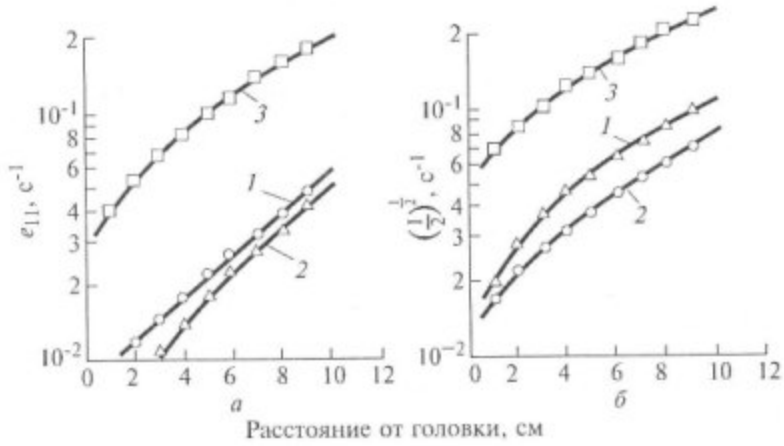


Рис. 6.43. Профиль скоростей деформации при одноосном (*а*) и двухосном (*б*) растяжении полиолефиновых пленок:

1 — ПЭНД; *2* — ПП; *3* — ПЭВД

ких пленок. Результаты расчета продольных скоростей в зависимости от координаты z приведены на рис. 6.43 (при тех же параметрах экструзии, при которых получены графики на рис. 6.42); они свидетельствуют о непостоянстве скорости растяжения в процессе раздува.

6.4.2 РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ОХЛАЖДЕНИЯ РУКАВНЫХ ПЛЕНОК

При изготовлении рукавной пленки длина зоны охлаждения определяется системой и интенсивностью охлаждения. Обычно используют охлаждение рукава с помощью кольцевого сопла («воздушного кольца»). Преимущества этого метода охлаждения перед другими (распылением воды, погружением в жидкость, контактным охлаждением и т. д.) несомненны. Воздушное охлаждение осуществляют в мягком режиме (т. е. без резких перепадов температуры), что до некоторой степени способствует самовыравниванию толщины пленки. В значительной степени при этом устраняются такие недостатки изделия, как внутренние напряжения и шероховатость поверхности.

Увеличение расхода охлаждающего воздуха вызывает повышение линии кристаллизации, но это повышение не пропорционально возрастанию расхода воздуха [25, 26]. Это вызвано тем, что с интенсификацией обдува пленочного рукава увеличивается толщина слоя воздуха, часть которого не участвует в процессе теплообмена, так как из-за трения о поверхность пленки и благодаря турбулентному перемешиванию с окружающим воздухом движение потока вдоль рукава замедляется, а общая толщина движущегося слоя воздуха возрастает. Это соображение привело к рекомендации [27, 28] использовать несколько охлаждающих колец или одно кольцо с несколькими расположенными друг над другом круговыми соплами.

Охлаждение пленки происходит благодаря теплоотводу во внешнюю среду за счет излучения (q_s) и вынужденной конвекции (q_k). Для расчета q_s можно воспользоваться законом Стефана—Больцмана:

$$\mathrm{d}q_s = Ec_s\left(\frac{T^4}{100}-\frac{T_R^4}{100}\right)\mathrm{d}F, \qquad (6.109)$$

где T и T_R — температура пленки и окружающей среды соответственно; $\mathrm{d}F$ — элемент поверхности рукава; c_s — константа.

Значение q_s обычно составляет не более 10—20 % от общего количества отводимого тепла [19]. Значение q_k рассчитывают по формуле:

$$\mathrm{d}q_k = \alpha(T-T_L)\mathrm{d}F, \qquad (6.110)$$

где α — коэффициент теплопередачи от пленки в охлаждающую среду; T_L — температура охлаждающего воздуха.

Коэффициент теплопередачи α пропорционален скорости движения воздуха $V_в$:

$$\alpha = 6{,}12V_в^{0{,}78}. \qquad (6.111)$$

Предложено [19] и другое соотношение для расчета коэффициента α:

$$\alpha = 3{,}3V_в^{1{,}5}. \qquad (6.112)$$

Для вычисления α в случае производства полиолефиновых пленок повышенной толщины (более 100 мкм), используемых, например, при изготовлении мешков, рекомендована [19] следующая эмпирическая формула:

$$\alpha = 3{,}04V_в^{1{,}3}. \qquad (6.113)$$

Расчеты α по всем приведенным соотношениям дают близкие результаты.

Количество тепла $\mathrm{d}Q$, отводимое в течение времени $\mathrm{d}t$ от единицы объема пленочного рукава, вычисляется по уравнению:

$$\mathrm{d}Q = \alpha(T-T_L)F\mathrm{d}t, \qquad (6.114)$$

где T — температура материала в момент времени t; T_L — температура окружающей среды; F — площадь, занимаемая единицей объема материала, определяемая, например, как h^{-1} по формуле (6.98).

В течение времени t от единицы массы материала отводится количество тепла, равное

$$\frac{Q}{\rho} = \frac{\alpha}{\rho}\int_0^t (T-T_L)F\mathrm{d}t, \qquad (6.115)$$

вследствие чего температура полимера T в момент времени t равна:

$$T = T_0 - \frac{Q}{c\rho}, \qquad (6.116)$$

где ρ и c — плотность и теплоемкость расплава соответственно, которые в температурной области выше температуры кристаллизации обычно считают постоянными.

Подстановка выражения (6.98) в уравнение (6.114), а (6.114) — в (6.115) и вычисления позволяют получить следующее выражение для расчета температуры пленочного рукава T как функции времени t [19]:

$$\ln\frac{T_0-T_L}{T-T_L}=\frac{\alpha}{c\rho h_0}\left\{\frac{V_0^2(B-1)(h_0-BH)}{(V_L-V_0)^2 B\delta_к}\frac{H}{z}\left[\exp\left(2t\frac{V_L-V_0}{H}-2\right)-e^2\right]+\right.$$

$$\left.+\frac{V_0}{(V_L-V_0)^2}\frac{h_0+H(B-2)}{BH}H\left[\exp\left(t\frac{V_L-V_0}{H}-1\right)-e^{-1}\right]+t\right\}, \quad (6.117)$$

где T_0 — начальное значение температуры при $t=0$ (т. е. температура расплава на выходе из головки).

Как показывают эксперименты [19], предположение о постоянстве коэффициента теплоотдачи не вносит больших погрешностей в расчеты, и формулу (6.117) можно рекомендовать для расчета температуры рукавной пленки из ПО.

При проектировании пленочных агрегатов скорость и расход охлаждающего воздуха должны обеспечивать требуемый коэффициент теплоотдачи, величина которого определяется для заданной формы пленочного рукава. В проверочных расчетах определяют длину зоны вытяжки при известном значении коэффициента теплоотдачи, соответствующем определенному расходу и скорости охлаждающего воздуха.

6.4.3. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА НАМОТКИ ПЛЕНКИ

При расчете процесса намотки пленки задают длину полотна или массу готового продукта. Если расчет рулона проводят по массе, то часто бывает необходимо исходя из диаметра рулона оценить толщину намотанной пленки. Масса пленки (в кг) может быть вычислена по формуле:

$$G_р=\frac{\pi}{4}\left(D_р^2-D_г^2\right)b\rho, \quad (6.118)$$

где $D_р$ — диаметр рулона (м); $D_г$ — диаметр гильзы (м); b — ширина валка (м); ρ — плотность пленки (мг/м³).

Из формулы (6.118) следует:

$$D_р^2-D_г^2=\frac{4G_р}{\pi b\rho}. \quad (6.119)$$

Учитывая, что $D_р=2S+D_г$ (где S — толщина намотки материала), и проводя простые преобразования, получим:

$$D_р^2=D_г^2+4S^2+4SD_г. \quad (6.120)$$

Подставляя выражение (6.119) в формулу (6.120), можно вычислить толщину намотки продукта (в м):

$$S=\sqrt{\frac{D_г^2}{4}+\frac{G_р}{\pi b\rho}}-\frac{D_г}{2}. \quad (6.121)$$

Часто известной является масса пленки единичной площади f (в кг/м²). Такие данные могут заимствоваться, например, из нормативной документации. Тогда плотность намотанной пленки можно определять как $\rho=f/H$ (где H — толщина пленки, мм) и формула (6.121) преобразуется к виду:

$$S=\sqrt{\frac{D_г^2}{4}+\frac{G_р H}{\pi bf}}-\frac{D_г}{2}. \quad (6.122)$$

Если пренебречь разнотолщинностью и некоторой неравномерностью намотки пленки, то отношение $H/(\pi bf)$ может быть принято постоянным. Введя коэффициент $k=H/(\pi bf)$ в уравнение (6.122), получим формулу для расчета толщины намотки:

$$S=\sqrt{\frac{D_г^2}{4}+\frac{G_р}{k}}-\frac{D_г}{2}. \quad (6.123)$$

Для современных высокопроизводительных агрегатов толщину намотанной в рулоны пленки удобно задавать в виде таблиц и графиков (номограмм).

Поясним описанную методику расчета примером, заимствованным из работы [19]. Пленка из ПЭ толщиной $H=200$ мкм (0,2 мм) имеет ширину полотна $b=500$ мм (5 дм). Плотность пленки, ввиду определенного натяжения при намотке, достаточно высока и составляет, например, $\rho=1{,}5$ мг/м³. Определение толщины намотки S для рулонов массой $G_р=40$—120 кг при диаметре гильзы (втулки) $D_г=40$ мм (0,4 дм) производят следующим образом. Толщины намотанной пленки (S) удобно свести в таблицу после определения массы пленки единичной площади $f=\rho H=1{,}5\cdot 0{,}2$ кг/м² и коэффициента $k=H/(\pi bf)=0{,}04244$. Затем строят графическую зависимость S от $G_р$, подобную показанной на рис. 6.44. Длина намотанной пленки L увеличивается практически линейно с возрастанием массы рулона $G_р$. Поэтому на оси абсцисс может откладываться как масса $G_р$, так и длина намотанной пленки L. При длине L (намотка без гильзы) справедливо следующее соотношение:

$$G_р=\frac{Lbf}{10}\ (\text{кг}),\ \text{или}\ L=\frac{10G_р}{bf}\ (\text{м}). \quad (6.124)$$

При $b=5$ дм и $f=0{,}3$ кг/м² получим, например для $G_р=60$ кг, длину намотанного полотна $L=400$ м, а для $G_р=120$ кг $L=800$ м.

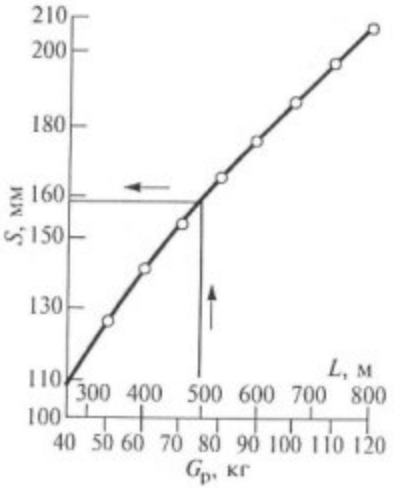


Рис. 6.44. Взаимосвязь толщины намотки пленки S, массы рукава $G_р$ и длины пленки L [19]

По рис. 6.44 можно определить, что при $H = 0{,}2$ мм, $b = 5$ дм, $f = 0{,}3$ кг/м^2, $\rho = 1{,}5$ мг/м^3 и $D_г = 40$ мм рулону с массой $G_р = 75$ кг соответствует длина $L = 500$ мм и толщина намотки $S = 159{,}5$ мм. Подставляя соответствующие значения в формулу (6.123), получим:

$$S = \sqrt{\frac{0{,}4^2}{4} + \frac{75}{\pi \cdot 5 \cdot 1{,}5}} - \frac{0{,}4}{2} = 159{,}5 \text{ (мм)}.$$

Затем по формуле (6.124) определяем длину намотки:

$$L = \frac{75 \cdot 10}{5 \cdot 0{,}3} = 500.$$

6.4.4. СИСТЕМЫ ОХЛАЖДЕНИЯ РУКАВНЫХ ПЛЕНОК

Системы охлаждения экструзионных агрегатов для производства рукавных пленок должны обеспечивать:

— заданную интенсивность охлаждения с целью получения качественного изделия при заданной производительности экструдера;

— заданную структуру пленки;

— равномерность охлаждения пленки по периметру и заданные допуски по толщине и ширине пленки.

Системы охлаждения рукавных пленок можно классифицировать по виду хладагента на воздушные, водяные и комбинированные (смешанные).

Наиболее широкое распространение получили системы воздушного охлаждения пленки (в линиях для производства пленки из ПЭНП шириной от 50 до 6000 мм в сложенном виде). Эти системы отличаются простотой и надежностью в работе. Охлаждение воздухом высоковязкого расплава полимера в так называемом «мягком» режиме способствует сглаживанию локальных утолщений в процессе формообразования.

Система охлаждения и формообразования рукавной пленки в потоке воздуха показана на рис. 6.45. Она состоит из вентилятора, нагнетающего воздух в охлаждающее кольцо *3*, пленочного рукава *4*, выходящего из формующей головки *1*, складывающих *5* и тянущих *6* устройств, которые замыкают систему формообразования

рукавной пленки. Поток воздуха, захватываемый вентилятором из окружающей среды, подается в охлаждающее кольцо через трубопровод *2* и далее, равномерно распределяясь по камере из кольца *3*, выходит из щели кольца в направлении пленочного рукава *4*. Воздух для раздува рукава до необходимых размеров подается через канал головки. Охлажденный потоком воздуха пленочный рукав равномерно вытягивается по периметру тянущим устройством *6*. Для перевода цилиндрической формы рукава в плоскую служит складывающее устройство *5*, которое также оказывает определенное влияние на равномерность режима формования.

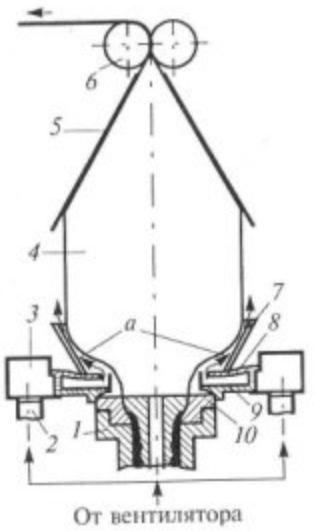


Рис. 6.45. Система охлаждения и формообразования рукавной пленки в потоке воздуха

Основным элементом системы является охлаждающее кольцо *3*. Оно состоит из определенной камеры, образованной верхней *8* и нижней *9* губками кольца.

Конструктивные особенности охлаждающих колец и их основные характеристики представлены на рис. 6.46. Следует отметить, что во многих конструкциях охлаждающих колец используется регулируемый угол наклона выходной щели кольца в пределах от 0 до 90°. Величина этого угла определяет стабильность положения пленочного рукава, а также интенсивность охлаждения (в пределах до 10 %).

При выборе размеров распределительной камеры и каналов кольца важно согласовать предельную скорость обдува пленки с гидравлическим сопротивлением кольца.

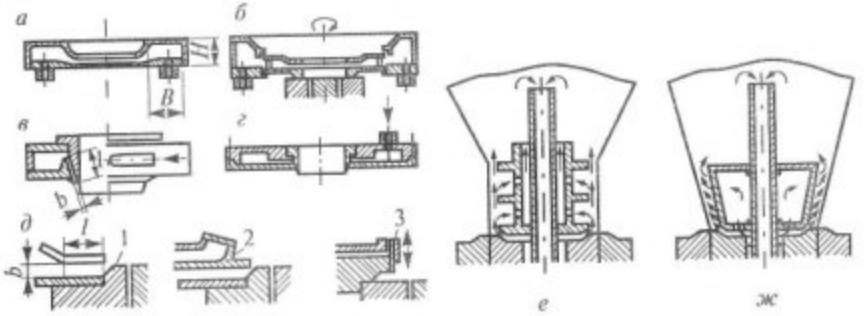


Рис. 6.46. Охлаждающие кольца

При использовании в процессе охлаждения и формообразования аэродинамического эффекта струи охлаждающее кольцо снабжают дополнительными элементами, позволяющими создавать в определенных местах пленочного рукава повышенные скорости потока воздуха. Именно за счет локального увеличения скорости потока воздуха в зазоре между элементами кольца и пленочным рукавом создается дополнительное разрежение (давление на рукав в этом месте становится меньше атмосферного), способствующее стабилизации положения рукава. С этой целью используют диафрагмы или сменные шайбы на охлаждающем кольце, различные многоступенчатые системы повышенной мощности для подачи струи воздуха по высоте зоны формообразования, насадки на кольце и т. п.

Для использования аэродинамического эффекта струи предусматривают коническую насадку *7*, а для регулирования угла наклона выходной щели предназначена вставка (втулка) *10* (см. рис. 6.45). Поток воздуха, выходящий из щели кольца, подают в камеру *а*, образованную пленочным рукавом *4* и насадкой *7*. Камера *а* сужается в направлении движения воздуха. Ее размеры и форма определяются углом наклона выходной щели воздуха (т.е. положением вставки *10*) и высотой конической насадки. В узком зазоре выходной щели камеры *а* скорость потока воздуха возрастает, что способствует возникновению дополнительного стабилизирующего усилия в этом месте. Положение зазора определяется формой насадки *7*, а также размерами и формой пленочного рукава *4*; размер рукава зависит от количества подаваемого внутрь него воздуха, а высота до зазора — от производительности экструдера. Стабилизация положения пленочного рукава за счет аэродинамического эффекта струи позволяет увеличить скорости обдува пленки воздухом в 2—2,5 раза. Описанная система охлаждения универсальна; она охватывает отдельный диапазон ширины пленки. Эту систему используют как с аэродинамическим эффектом струи (например, для пленок толщиной 120 мкм из ПЭНП), так и без него. При отсутствии насадки *7* для охлаждения необходимы большие количества воздуха (ширина щели кольца порядка 6—20 мм зависит от ширины пленки), а стабилизация положения рукава достигается механическими ограничителями. Более эффективны (скорость обдува пленки может быть повышена до 50 м/с и более) охлаждающие кольца, в которых аэродинамический эффект струи усиливают подачей дополнительного количества воздуха в определенном месте зоны формования.

Отличительная особенность современных систем охлаждения и формообразования в порядке воздуха — это использование устройств внутреннего охлаждения. Различают два вида устройств охлаждения: при замкнутом объеме воздуха внутри рукава и при соединенном с внешней средой (см. рис. 6.46, *е*, *ж*).

В процессе экструзии пленок возникает ряд трудностей, связанных с дефектами получаемых изделий, наладкой технического процесса и т. д. В табл. 6.11 приводятся наиболее распространенные виды дефектов и рекомендации по их устранению.

Таблица 6.11. **Виды брака при экструзии пленок**

Дефект	Причины и рекомендации по устранению
Плохие оптические свойства	Изменить марку полимера, повысить температуру экструзии. При получении плоской пленки увеличить расстояние между головкой и охлаждающим валком. При рукавном методе увеличить степень вытяжки или применить камеру отжига
Плохое скольжение	Изменить марку материала или повысить температуру экструзии.
Малая прочность пленки в одном направлении (неравномерная ориентация)	Для рукавной пленки отрегулировать скорость вытяжки и степень раздува. Для плоской пленки уменьшить вытяжку, повысить температуру экструзии, сократить расстояние между головкой и охлаждающим валком, уменьшить размер формующей щели
Малая прочность пленки в двух направлениях	Для рукавной пленки повысить степень раздува и увеличить вытяжку. При обоих методах применить полимер с большей прочностью; проверить, не происходит ли разложение материала в экструдере
Обесцвечивание пленки	Изменить марку полимера. Снизить температуру экструзии для предупреждения разложения
Полосы на пленке	Применить те же меры, что и при обесцвечивании пленки
Дефекты типа «рыбий глаз» (гели или другие частицы в пленке)	Проверить качество сырья, уточнить не происходит ли разложение материала. Временно прекратить добавки отходов в экструдер
Раздув раздувного рукава в месте дефекта типа «рыбий глаз»	Прочистить головку. Проверить, не попадают ли в загрузочную воронку посторонние примеси. Исследовать дефекты под микроскопом; если это частицы исходного материала, следует использовать для фильтрации мелкие сетки (0,074 мм) и чаще их менять
Полосы на пленке от головки	Прочистить головку. Применять меры по предупреждению разложения материала
Асимметричность раздувного рукава (разнотолщинность)	Отрегулировать размер формующей щели по периметру, проверить равномерность нагрева головки
Утолщенные места на бобине	Отрегулировать размер формующей щели по периметру, проверить равномерность нагрева головки, а также равномерность подачи охлаждающего воздуха
Нестабильность раздувного рукава (непостоянство диаметра, неравномерность ширины или толщины пленки)	При пульсации материала в экструдере уменьшить скорость экструзии или увеличить давление в головке При неравномерности в системе подачи воздуха в рукав проверить, нет ли утечек воздуха и дефектов в системе регулирования подачи воздуха. При движении окружающего воздуха принять меры к его устранению

Литература

К главе 1

1. *Мак-Келви Д. М.* Переработка полимеров: Пер. с англ. М.: Химия, 1965. 442 с.
2. *Reiner M.* // Am. J. Math. 1945. V. 67. P. 350.
3. *Бернхардт Э.* Переработка термопластичных материалов: Пер. с англ. М.: Химия, 1965. 748 с.
4. *Bestul A.B., Belcher H.V.,* // Appl J. Phys. 1953. V. 24. P. 696.
5. *Виноградов Г. В., Малкин А. Я.* Реология полимеров. М.: Химия, 1977. 438 с.
6. *Мидлман С.* Течение полимеров: Пер. с англ. М.: Мир, 1971. 260 с.
7. *Ким В. С.* Оборудование подготовительного производства заводов пластмасс. М.: МИХМ, 1971. 184 с.

К главе 2

1. *Schenkel G.* Schnekenpressen für Kunststoffe. München: Carl-Hanser-Verlag, 1959. 468 с.
2. *Фишер Е. Г.* Экструзия полимеров: Пер. с англ. / Под ред. С. И. Гдалина. М.: Химия, 1970. 283 с.
3. *Бернхардт Э.* Переработка термопластичных материалов: Пер. с англ. М.: Химия, 1965. 748 с.
4. *Мак-Келви Д. М.* Переработка полимеров: Пер. с англ. М.: Химия, 1965. 442 с.
5. *Торнер Р. В.* Основные процессы переработки полимеров: Теория и методы расчета. М.: Химия, 1972. 462 с.
6. *Тадмор Э., Гогос К.* Теоретические основы переработки полимеров: Пер. с англ. М.: Химия, 1984. 628 с.
7. *Ким В. С., Скачков В.В* . Оборудование подготовительного производства заводов пластмасс. М.: Машиностроение, 1977. 182 с.
8. *Басов Н. И., Ким В. С., Казанков Ю. В. и др.* Техника переработки пластмасс. М.: Химия, 1985. 528 с.
9. Handbuch der Plasttechnik Autorenkollektiv. Leipzig: VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1985. 564 s.
10. *Ким В. С., Скачков В. В.* Диспергирование и смешение в процессах производства и переработки пластмасс. М.: Химия, 1988. 240 с.
11. *Ким В. С.* Исследование смешивающей способности экструзионных машин и разработка основ теории и методов расчета процессов смешения полимерных материалов в экструдерах: Дис. ... М.: МИХМ, 1979.

12. *Ким В. С., Скачков В. В., Кошелев Г. Г.* Исследование зоны загрузки одношнекового экструдера // Химическое и нефтяное машиностроение. 1976. № 12. С. 38—46.
13. *Вересова Г. Н.* Исследование и расчет рабочих органов одношнекового экструдера при пластикации и смешении термопластичных композиций. Дис. канд. техн. наук. М.: МИХМ, 1976.
14. *Schneider K.* Der Einfluss der Einzugszone auf die Fördercharakteristik eines Einschneckenextruders // Kunststoffe. 1969. Bd. 59. № 11. S. 757—762.
15. *Рябинин Д. Д., Лукач Ю. Е.* Червячные машины для переработки пластических масс и резиновых смесей. М.: Машиностроение, 1965. 362 с.
16. *Кошелев Г. Г.* Исследования перемешивающей способности одношнекового экструдера при получении стеклонаполненной термореактивной композиции: Дис. .... канд. техн. наук. – М.: МИХМ, 1972.
17. А. с. № 480570 (СССР). Б. И. № 30, 1975. Червячный смеситель.
18. *Рахманов В. С.* // Пласт. массы. 1961. № 1. С. 56—59.
19. *Силин В. А.* Динамика процессов переработки пластмасс в червячных машинах. М.: Машиностроение, 1979. 150 с.
20. *J. Wortberg.* Kunststoffextrusions–technik. Hanser, München, 1989. S. 262—270.
21. *Darnell W. H., Mol E. A.* // SPE-Journal. 1956. V. 12. № 20. P. 1200—1204.
22. *Klenk P. K.* // Plastverarbeiter. 1970. Bd. 21. № 8. S. 723–731; 1971. Bd. 22. № 1. S. 33–42; 1971. Bd. 22. № 3 S. 189–198; 1972. Bd. 23. № 2. S. 105–116.
23. *Maddock B. H.* // SPE-Journal. 1959. № 5. P. 383–389.
24. *Street Z. E.* // International Plastics Engineering. 1961. V. № 7. P. 289–296.
25. *Menges G., Klenk P.* // Kunststoffe. 1967. Bd. 57. № 8. S. 598–604.
26. *Martin G.* // Kunststoffetechnik. 1969. Bd. 8. № 7. S. 238–246; 1988. Bd. 78. № 10. S. 135–140.
27. *Martin G.* // Kunststoffe – Verarbeitung und Anwendung. 1971. № 12. С. 267—270.
28. *Siegfried R.* Cincinatti Milakron Inc: Patent USA № 5634953, 1995.
29. *Kühlnan U., Klingenberg K., Vogel U.* Battenfeld Extrusionstechnik GmbH, Patent BRD № 4438170.0., 1996.
30. *Menges G.,* Kunststoffe. 1988. Bd. 78. № 10. *Menges G., Hegele R.* // Plastverarbeiter. 1972. Bd. 23. № 5. S. 186—190.
31. *Hegele R.* Plastverarbeiter. 1972. Bd. 23. № 10. S. 678–683.
32. *Вересова Г. Н., Басов Н. И., Ким В. С.* Тепловой баланс зоны плавления одношнекового экструдера // В сб.: Оборудование производства и переработки полимерных материалов. Вып. 54. М.: МИХМ, 1974.
33. *Weressowa G.N., Kim W.S., Bassow N.I.* Beitrag zur Berechnung der Länge der Umwandlungszone von Einschneckenextrudern // Plaste und Kautschuk. 1977. Bd. 24. № 3. S. 199–203.
34. *Tadmor Z.* Polymer Eng. Sci. 1966. V. 6 № 3. P. 250—256.

35. *Балашов М. М.* Автореферат дис. .... канд. техн. наук. – М.: МИХМ, 1962.
36. *Балашов М. М., Левин А.Н.* // Химическое машиностроение. 1961. № 6. С. 80—83.
37. *Schenkel G.* Ansätze zur Optimierung in der Kunststoff – Extrudertechnik // Kunststoffe. 1969. 59. № 1. S. 51–55.
38. *Schenkel G.* Entwurf und Betrieb von Kunststoff – Schneckenpressen auf Grund einer Qualitätstheorie // Kunststoffe. 1970. Bd. 60. № 1. S. 52–60.
39. *Каплун Я. Б., Ким В. С.* Формующее оборудование экструдеров. М.: Машиностроение, 1967. 168 с.
40. *Скачков В. В., Торнер Р. В., Стунгур Ю. В.* Моделирование и оптимизация экструзии полимеров. М.: Химия, 1984. 152 с.
41. *Kim W. S., Skatschkov W. W.* // Plaste und Kautschuk. 1986. № 8. С. 201—212.
42. *Скачков В. В., Лурье Е. В., Боровикова С. М.* // Механика композиционных материалов. 1983. № 4. С. 180—184.
43. *Вачагин К. Д., Нужин Г. Д.* Тепло- и массообмен // Труды КХТИ. Вып. XIII. Казань, 1969.
44. *Скачков В. В., Ким В. С., Стунгур Ю. В.* Машины и технология переработки каучуков, полимеров и резиновых смесей: Межвуз. сб. научных трудов. Ярославль, 1975.
45. *Tadmor Z., Klein I.* Engineering Principles of Plasticating Extrusion. N.-Y.: Reinhold, 1970.
46. *Kim W. S., Skatschkow W. W., Koschelew J. J.* // Plaste und Kautschuk. 1972. Bd. 19. № 2.
47. *Mohr W. D., Saxton R. L., Jepson C. H.* Mixing in Laminar – Flow System. // Ind. Eng. Chem. 1957. V. 49. № 11. P. 1855–1856.
48. *Schenkel G.* // Kunststoffe. 1970. Bd. 60. № 1.
49. *Weressowa G. N., Bassow N. I., Kim W. S.* //Plaste und Kautschuk. 1975. Bd. 22. № 3.
50. *Kim W.S., Anikin A.S.* // Plaste und Kautschuk. 1976. Bd. 23. № 12.
51. *Ким В.С.* Теория и практика смешения высоковязких жидкостей // Труды МГАХМ. М., 1997.
52. *Martin G.* Industrie – Anzeiger, 1971. № 12. S. 416—426. Ausgabe «Kunststoffe – Verarbeitung und Anwendung». Verlag W. Girardet, Essen.
53. *Schenkel G.* Berichte zum IKT. Kolloquium. Stuttgart, 1971.
54. *Schenkel G.* Kunststoffe. 1970. Bd. 60. № 2–3.
55. *Mohr W. D., Saxton R. L., Jepson C. H.* Theory of Mixing in the Single – Schrew – Extruder // Industrial and Engineering Chemistry. 1957. V. 49. № 11. P. 1857–1862.
56. *Гмурман В. Е.* // Теория вероятностей и математическая статистика. 1993. № 8.
57. *Ким В. С., Самойлов В. А., Чень Юнь.* // Химическое и нефтяное машиностроение. 1993. № 8. С. 28—32.
58. *Giegerich V.* // Plastverarbeiter. 1974. Bd. 25. № 3.

59. *Kim W.S., Skatschkow W.W., Morozow M.N.* Plaste und Kautschuk. 1981. Bd. 28. № 3. S. 16—20.
60. *Kwon T. H., Soo J. W., Kim S. J.* // Polymer Eng. and Sci. 1977. V. 34. № 3.
61. *Sohn H.I.* // Kunststoffe. 1988. Bd. 88. № 4. С. 201—204.
62. *Isi Bruker, Gary S. Bahch.* // Polymer Eng. and Sci. 1989. V. 29. № 46.
63. *Tokagis C., Tang Y., Vlachopoulos I., Hamielec A. E.* // Appl J. Polym. Sci. 1989. V. 37. № 3.
64. *Жоров Ю. М.* Расчеты и исследования химических процессов нефтепереработки. М.: Химия, 1973. 186 с.
65. *Морозов М. Н.* Разработка и исследование экструзионного агрегата на базе одношнекового экструдера для получения и переработки композиционных материалов: Дис. ... канд. техн. наук. М.: МИХМ, 1984.
66. *Kim V. S., Samoilov V. A.* Methoden zur Einschatzung der Effektivität der Mischelemente von Einschneckenextrudern//Internationale Fachtagung über Verarbeitung und Anwendung von Polymeren. Chemnitz, BRD, 2001.
67. *Kim V. S., Portschidze G. D.* Experimentelle und theoretische Methoden zur Einschätzung der Effektivität der Mischelemente von Einschneckenextrudern // Internationale Fachtagung über Verarbeitung und Anwendung von Polymeren. – Chemnitz, BRD, 2001.
68. *Kim V. S., Prischepov V. B., Samoilov V. A.* Zusammenwirkung der Materialtrichters und der Einzugszone eines Einschneckenextruders // Technomer-2001.17. Fachtagung über Verarbeitung und Anwendung von Polymeren. Chemnitz, BRD, September 2001.
69. *Порчхидзе Г. Д., Ким В. С.* Моделирование процессов образования и диспергирования агломератов порошкообразных наполнителей при экструзии композиционных полимерных материалов // Международная конференция и V международный симпозиум молодых ученых, аспирантов и студентов «Инженерная защита окружающей среды». М.: МГУИЭ, 16–18 мая 2001 г.– С. 202–203.
70. *Ким В. С., Самойлов В. А., Прищепов В. Б., Порчхидзе Г. Д.* Анализ работы зоны загрузки одношнекового экструдера // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2002. № 4. С. 6–8.
71. *Ким В. С., Самойлов В. А., Порчхидзе Г. Д.* Экспериментально-теоретический анализ процесса диспергирования агломератов порошкообразных наполнителей при экструзии полимеров // Труды международной конференции «Инженерная защита окружающей среды». М.: МГУИЭ, 18–20 июня 2002 г.
72. *Kim V. S., Samoilov V. A., Portschhidze G. D.* Untersuchung des Bildungs- und Dispergierungsvorgangs disperser Füllstoffe bei der Extrusion gefüllter Polymere // Internationale Fachtagung über Verarbeitung und Anwendung von Polymeren. Chemnitz, BRD, September, 2001.

К главе 3

1. *Константинов В. Н.* Исследование влияния геометрических параметров червяков на производительность двухчервячного пресса при грануляции некоторых термопластов. Дис. .... канд. техн. наук. М.: МИХМ, 1963.

2. *Фишер Е. Г.* Экструзия полимеров: Пер. с англ. / Под. ред. С. И. Гдалина. М.: Химия, 1970. 283 с.
3. *Голубев Б. А., Ершов Б. А.* Типовые конструкции механизмов в химическом машиностроении. М.: Машиностроение, 1966. 202 с.
4. *Ким В. С.* Оборудование подготовительного производства заводов пластмасс. М.: МИХМ, 1977. 184 с.
5. *Ким В. С.* Тенденция развития конструкции зарубежных червячных прессов // Химическое и нефтяное машиностроение. 1967. № 4. С. 43—47.
6. *Шенкель Г.* Шнековые прессы для пластмасс: Пер. с нем./ Под. ред. А. Я. Шапиро. Л.: Гос. научн.-техн. изд-во хим. литературы. 1962. 468 с.
7. *Jacobi H. R.* Screw Extrusion of Plastics. London. John Wiley and Sons. 1963. 212 p.
8. *Jacobi H. R.* Grundlagen der Extrudertechnik. München. Karl Hanser Verlag. 1960. 242 s.
9. Industrie – Anzeiger. 1988. Bd. 120. № 34. S. 102—110.
10. *Rust H.* Patent № 19602859.0, BRD, 1997.
11. High-output conicots, Mod. Plast. 1997. V. 27. № 10. P. 18—22.
12. *Leoch G., Nogossek A.* Misch und Knetteil für die Kunstoffverarbeitung, Patent № 19706134, 1997.
13. *Iarbrough Harvey M.* Illinois Tool works Ins. Extrusion apparatus: Patent USA № 5614227, 1997.
14. *Marigama Masso.* Patent № 5232280, 1993.
15. *Immomura Yukio.* The Japan. Steel works Ltd: Patent № 5462426, 1998.
16. *Dobozky Z.* Einschnecke – Doppelschnecke // Plastverarbeiter. 1965. Bd. 15. № 2, 7.
17. *Dominghaus H., Schiedrum H.O.* // Industrie of Plastiques modernes. 1960. V. 12. № 4. P. 201—204.
18. *Klenk K.-P.* // Plastverarbeiter. 1970. Bd. 20. № 5. 1971. Bd. 21. № 1–3.
19. Direktextrusion optimiert Fertigung gefüllter Polypropylenhalbzeuge // Maschinenmarkt. 1998. Bd. 104. № 47. S. 16—20.
20. *Riedler L., Pipiale A., Marinow S.* // Plaste und Kautschuk. 1994. Bd. 41. № 4. S. 20—32.
21. *Wheite James L., Uyu Min-Jong.* // Polym. — Plast. Technol. and Eng. 1998. V. 37. № 3.
22. *Kruder G.* // Plast. Mach. and Equip. 1998. V. 17. № 11.
23. *Станслер Г. В., Балашов М.М.* // Труды МИХМ. 1970. Т. II. Вып. 1.
24. *Станслер Г. В.* Исследование работы двухчервячного экструдера при переработке непластифицированного поливинилхлорида. Дис. ... канд. техн. наук. – М.: МИХМ, 1972.
25. *Barth H.* // Plastverarbeiter. 1970. Bd. 21. № 4, 7.
26. *Todd D. B.* Polymer eng. and Sci. 1975. V. 75. № 8.
27. *Charles E.* // Wyman. Polymer Eng. and Sci. 1975. V. 75. № 8.
28. *Caprig G., Laratta A.* Extrusion of non-Newtonischen bodies // Proc. Brit. Ceram. Soc. № 3. 1965. P. 106—108.
29. *Echker S., Valentinotti A.* Experimental Determination of Velocity Profiles in an Extruder Screw // Ind. Eng. Chem. 1958. № 50. P. 829.

30. *Kim V. S., Jewmenow S. D.* // Plaste und Kautschuk. 1973. Bd. 20. № 5. S. 356–360.
31. *Shimizu Y.* // Japan Plastics AGE. 1974. № 8. P. 30–39.
32. Charles E. // Wyman. Polymer Eng. and Sci. 1975. V. 15. № 8. P. 606–611.
33. Ким В.С., Стунгур Ю.В. Экспериментально-теоретическое исследование производительности двухшнековых экструдеров // Труды МИХМ. М., 1977.
34. *Ким В. С., Скачков В. В., Стунгур Ю. В.* Исследование распределения давления и скоростей потока вязкой жидкости в винтовых каналах двухшнековых экструдеров // Машины и технология переработки каучуков, полимеров и резиновых смесей. Вып. 2. Ярославль, 1976.
35. *Kim W. S., Skatschkow W. W., Stungur Ju. W.* Plaste und Kautschuk. 1975. Bd. 22. № 8. S. 16—26.
36. *Kim W. S., Skatschkow W. W., Stungur Ju. W.* // Plaste und Kautschuk. 1976. Bd. 23. № 9. S. 665–669.
37. *Kim W. S., Skatschkow W. W., Jewmenow S. D.* Plaste und Kautschuk. 1973. Bd. 20. № 9. S. 696–702.
38. *Евменов С. Д., Ким В. С.* Экспериментальное определение профиля скоростей потока перерабатываемого материала в винтовом канале двухшнекового экструдера // В кн.: Химия и химическая технология. Кемерово: КПИ, 1973.
39. *Станслер Г. В., Балашов М. М.* Анализ движения вязкой жидкости в зазорах между червяками двухчервячного пресса // Труды МИХМ. Т. II. Вып. 1. М., 1970.
40. *Ким В. С., Евменов С. Д.* К вопросу распределения потоков перерабатываемого материала в двухчервячных прессах // Труды МИХМ. Вып. 49. М., 1973. С. 68–70.
41. *Ким В. С., Скачков В. В., Стунгур Ю. В.* Исследование гидродинамики потока вязкой жидкости в винтовых каналах двухшнековых экструдеров // В сб. трудов симпозиума Сибирского отделения АН СССР «Теория механической переработки полимерных материалов». Пермь, 1976. 206 с.
42. *Евменов С. Д., Ким В. С.* К вопросу о гидродинамике вязкой жидкости в винтовых каналах двухчервячного экструдера // Труды МИХМ. Вып. 51. М., 1974. С. 45–50.
43. *Евменов С. Д.* Исследование процесса смешения полимерных материалов в двухшнековых экструдерах: Дис. .... канд. техн. наук. М.: МИХМ, 1973.
44. *Poltersdorf B., Bergman J.* Analyse der Modellentwicklung für Doppelschneckenextruder // Plaste und Kautschuk. 1981. Bd. 28. № 9. S. 196—200.
45. *Ким В. С.* Исследование смешивающей способности экструзионных машин и разработка основ теории и методов расчета процессов смешения полимерных материалов в экструдерах: Дис. .... докт. техн. наук. М.: МИХМ, 1979.
46. *Kim W. S., Skatschkow W. W., Jewmenow S. D.* // Plaste und Kautschuk. 1975. Bd. 22. № 9. S. 730–734.

47. *Kim W. S., Skatschkow W. W., Stungur Ju.* W. // Plaste und Kautschuk. 1980. Bd. 27. № 5. S. 264–267.

48. *Ким В. С., Скачков В. В.* Диспергирование и смешение в процессах производства и переработки пластмасс. М.: Химия, 1988. 240 с.

49. *Skatschkow W. W., Kim W. S.* Plaste und Kautschuk. 1985. Bd. 32. № 2. S. 65–68.

50. *Лыков А. В.* Теория теплопроводности. М.: Высшая школа, 1967. 480 с.

51. *Цемеков А. И.* Основы теории прокатки. М.: Металлургия, 1965. 280 с.

52. *Тарг С. М.* Основные задачи теории ламинарного течения. М.: Гостехиздат, 1959. 296 с.

53. *Ким В. С., Скачков В. В., Евменов С. Д.* // В сб.: Машины и технология переработки каучуков, полимеров и резиновых смесей. Ярославль: ЯПИ, 1974. С. 70–76.

54. *Лойцянский Л. Г.* Механика жидкости и газа. М.: Наука, 1970. 610 с.

55. *Ким В. С., Стунгур Ю. В., Скачков В. В.* Исследование процесса смешения перерабатываемого материала в двухшнековых экструдерах // Труды МИХМ. М., 1977. С. 3–10.

56. *Безухов Н. И.* Основы теории упругости, пластичности и ползучести. М.: Высшая школа, 1968. 512 с.

57. *Жоров Ю. М.* Расчеты и исследование химических процессов нефтепереработки. М.: Химия, 1973. 212 с.

58. *Макаров Ю. И.* Аппараты для смешения сыпучих материалов. М.: Машиностроение, 1973. 216 с.

59. *Вентцель Е. С.* Теория вероятностей. М.: Наука, 1969. 576 с.

60. *Ким В. С., Евменов С. Д.* // Пластические массы. 1975. № 9.

61. *Эме Ф.* Диэлектрические измерения: Пер. с нем. / Под ред. Б. И. Сажина. М.: Химия, 1967. 256 с.

К главе 4

1. *Maxwell B., Scalore L.* Mashin for Extrusion Viskozy-Elastic melt // Modern Plastics. 1959. № 6.

2. *Weissenberg K.* A continuum theory of reological phenomena // Nature. 1947. V. 159.

3. *Остапчук Ю. Г., Жук Н. К.* Расчет производительности и мощности привода дисковых экструдеров // Химическое и нефтяное машиностроение. 1969. № 8.

4. *Остапчук Ю. Г., Жук Н. К.* Дисковые экструдеры. Киев: Техника, 1972. 180 с.

5. *Kim V. S., Anikin A. S.* Zur analytischen Beschreibung des Mischprozeßes von Polymeren im Scheibenextrudern // Plaste und Kautschuk. 1976. Bd. 23. № 12.

6. *Kim V. S., Skatschkow W. W., Anikin A. S.* Analytische Beschreibung des Verarbeitungsprozesses von Polymeren im Scheiben – Schneckenextrudern // Plaste und Kautschuk. 1979. Bd. 26. № 10.

7. Dispergierung von Füllstoffen bei der Herstellung von Compounds mit einem Schecken – Scheiben – Extruder // Plaste und Kautschuk. 1983. Bd. 30. № 7. S. 96–100.

8. *Tomita Y., Kato H.* A study on the elastodynamik pump // Bulletin J.S.M.E. 1967. V. 10. № 39. P. 507–515.

9. *Rivlin R. S.* Further remarks on the stress – deformation reration isotropic materials // Ration J. Mech. Anal. 1955. № 4. P. 681–671.

10. *Sharma S. K., Sharma H. G.* Flow of second order fluids over an enclosed rotating disc // Appl J. Sci. Res. Sec. A. 1965. V. 15. P. 272–280.

11. *Bhatnangar R. K., Zago J. V.* Numerical invistigation on flow a viscoelastic fluid between rotating coaxial discs // Rheol. Acta. 1962. V. 17. № 6. P. 557–567.

12. *Adams M. L., Szerki A. Z.* Incompresibble flow between finite discs. // Trans. ASME. Appl J. Mech. 1982. V. 49. № 1. P. 1–9 .

13. *Ремнев В. П., Тябин Н. В.* Распределение скоростей и давлений при течении вязкоупругой жидкости в зазоре дискового экструдера // Механика полимеров. 1971. № 3. С. 515–521.

14. *White J. L., Metzner A. B.* Development of constitutive equations for polymeric melts and Solutions //Appl J. Polym. Sci. 1963. V. 7. № 5. P. 1867–1889.

15. *White J. L., Metzner A. B.* Constitutive equations for viscoelastic fluids with application to rapid external // AICHE-Journal. 1965 . V. 11. № 12. P. 324–330.

16. *Bogue D. C.* An explisit constitutive equation based on an integrated strain history // Ind. Eng. Chem. Fundam. 1966. V. 2. № 2. P. 253–259.

17. *Han C. D., Drexler L. H.* Studies of converging flows of viscoelastic polymeric melts III // Appl J. Polym. Sci. 1973. V. 17. № 8. P. 2369–2394.

18. *Дж. Феррн.* Вязкоупругие свойства полимеров: Пер. с англ./ Под ред. В. Е. Гуля. М.: Мир, 1963. 535 с.

19. *Белкин И. М., Виноградов Г. В., Леонов А. И.* Ротационные приборы. М.: Машиностроение, 1968. 270 с.

20. *Han C. D.* On slit and cappilary die rheometry // Trans. Soc. Rheol. 1974. V. 18. № 1. P. 163–190.

21. *Reher H.-O., Jekimow O.* // Plaste und Kautschuk. 1976. Bd. 23. № 11.

22. *Кочеров В. Л., Лукач Ю. Е., Спорягин Э. А.* О поведении расплавов полимеров в ротационных приборах типа «плоскость – плоскость», «конус – плоскость» // Инженерно-физический журнал. 1974. Т. XXVI. № 2. С. 280–284.

23. *Maxwell B.* Dynamic properties of Polymer melts in an orthogonal rheometer // Polymer Eng. Sci. 1967. № 7.

24. *Maxwell B.* Scaling Up the Elastic Melt Extruder // SPE-Journal. 1970. V. 26. № 6. P. 48–50.

25. *Middleman S.* Flow of pouwer law fluids in rectangular ducts // Trans. Soc. Rheol. 1965. V. 9. № 1. P. 83–93.

26. *Rivlin R. S.* Solution of some problems in the exact theory of viskoelastisity // Journal of rational Mechanics and Analysis. 1959. V. 3. P. 289.

27. *Kuzjaew I. M., Kim V. S., Ploschenko I. G.* Untersuchungen der Mischgüte von Polymerschmelzen im Scherscheibenextruder // Plaste und Kautschuk. 1990. Bd. 37. № 5. S. 308–310.

28. *Кузяев И. М.* Расчет червячно-дисковых экструдеров для переработки термопластичных полимерных материалов: Дис. .... канд. техн. наук. М.: МИХМ, 1988.

29. *Kim V. S., Samoilow V. A., Kuzjaew I. M.* Experimentelle und theoretische Untersuchungen von kombinierten Einschnecken – Scherscheibenextrudern // Technomer – 97. TU Chemnitz, 1997.

30. *Kim V. S., Samoilow V. A., Kuzjaew I. M.* Experimental and theoretical analys of polymer composites mixing in a screw – modified elasodynamic extruder. Korea – Russia // Joint Seminar on Composite Technology. Korea Institute of Machinery & Materials, 1997.

31. *Darnell W.H., Mol. E.A., Solids J.* Converging in extruders // SPE-Journal. 1956. V. 20. № 12.

32. *Силин В. А.* Динамика процессов переработки в червячных машинах. М.: Машиностроение, 1972. 196 с.

33. *Торнер Р. В.* Теоретические основы переработки полимеров. М.: Химия, 1977. 452 с.

34. *Maddock B. H.* A visual analysis of flow and mixing extruders screws // Sci. Plast. Eng. J. 1959. V. 15. № 5.

35. *Tadmor Z.* Fundamentals of plasticating extrusion. Part I: A theoretical model for melting // Polym. Eng. Sci. 1966. V. 6. № 36. P. 185–190.

36. *Борн М., Вольф Э.* Основы оптики. М.: Наука, 1970. 352 с.

37. *Hori Y., Okubo S.* On the normal stress effect and the Barus effect of polymer melts // J. Rheol. 1966. V. 24. № 1. P. 39–53.

38. *Sakiadis B. C.* Equilibricum flow at a general fluid through a cylindrical tube // AICHE-Journal. 1962. V. 8. № 3. P. 317–321.

39. *White J. L.* Measurement of rheological properties of viscoelasic fluids in laminar shearing flow in tubes // AICHE-Journal. 1963. V. 9. № 4. P. 559–560.

40. *Han C.D ., Charles M., Philippoff W.* Rheological implications of the exit pressure and die swell in steady capillary flow of polymer melts // Trans. Soc. Rheol. 1970. V. 14. № 1. P. 393–408.

41. *Han C. D.* On intrinsic errors in pressure – hole measurements in flow of polymer melts // AICHE-Journal. 1972. V. 18. № 1. P. 116–121.

42. *Han C. D.* On slit – aml cappilary – die rheometry // Trans. Soc. Rheol. 1974. V. 18. № 1.P. 163–190.

43. *Tuna N. X., Finlayson B. A.* Exit pressure calculations from numerical extrudate swell resulr // J. Rheolog. 1984. V. 28. № 2. P. 79–83.

44. *Вентцель Е.С.* Теория вероятностей. М.: Наука, 1969. 576 с.

К главе 5

1. *Уилкинсон У. Л.* Неньютоновские жидкости: Пер. с англ. / Под ред. А. В. Лыкова. Мир, 1964. 216 с.

2. *Каплун Я. Б., Ким В. С.* Формующее оборудование экструдеров. М.: Машиностроение, 1969. 158 с.

3. Оборудование по переработке пластмасс: Справочное пособие по расчету и конструированию / Под ред. В.К. Завгороднего. М.: Машиностроение, 1976. 406 с.

4. Handbuch der Plasttechnik. Leipzig: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1985. 564 с.

5. *Виноградов Г. В., Малкин А. Я.* Реология полимеров. М.: Химия, 1977. 438 с.

6. *Славнов Е. В.* Процессы переработки термопластов и композиций в расплаве и твердой фазе в условиях газогидродинамической смазки: Дис. .... докт. техн. наук. М.: ИППМ АН СССР, 1989.

7. *Малкин А. Я., Чалых А. Е.* Диффузия и вязкость полимеров: Методы измерения. М.: Химия, 1979. 208 с.

8. *Славнов Е. В., Шахов С. В.* Смазочные пленки для экструзии термопластов // Пластические массы. 1985. № 1. С. 56–60.

9. А. с. № 931476 (СССР). 1982. Экструзионная головка.

10. *Сафуллин Д. М., Балашов М. М.* Устройство для повышения производительности процесса экструзии // Пластические массы. 1978. № 1. С. 18–20.

11. А. с. № 722799 (СССР). 1980. Экструзионная головка для изготовления изделий из полимерных материалов.

12. А. с. № 856833, № 829474 (СССР). 1981. Экструзионная головка для полимерных материалов.

13. А. с. № 1348206 (СССР). 1987. Устройство для регулирования процесса экструзии полимерных материалов.

14. А. с. № 1407823 (СССР). 1988. Способ экструдирования полимерных материалов.

К главе 6

1. *Бердышев Б. В.* Динамика деформирования заготовок в процессах пневмоформования полых изделий // Пластические массы. 1992. № 4. С. 40–43.

2. *Бердышев Б. В.* Компьютерные технологии при производстве полимерной тары // Тара и упаковка. 1995. № 3. С. 16–17.

3. *Бердышев Б. В.* Теоретические основы процессов пневмо- и механоформования полых изделий из полимерных материалов // Пластические массы. 1991. № 3. С. 47–50.

4. *Бердышев Б. В., Басов Н. И., Кий К. И.* Описание процесса формования экструзионных заготовок в полые изделия // В сб.: Машины и технология переработки каучуков, полимеров и резиновых смесей. Ярославль: ЯПИ, 1980. С. 105–109.

5. *Бердышев Б. В., Скуратов В. К.* Математическое моделирование процесса раздувного формования полых полимерных изделий из экструзионных заготовок // ТОХТ. 1991. Т. 25. № 5. С. 710–715.

6. *Бердышев Б. В., Скуратов В. К.* Управление зазором формующего канала кольцевой экструзионной головки при производстве полых раздувных изделий // Пластические массы. 1993. № 3. С. 52–56.

7. *Бердышев Б. В., Скуратов В. К., Иванов Ю. Г.* Компьютерное моделирование процесса раздувного формования полых изделий из экструзионных заготовок // Пластические массы. 1994. № 1. С. 26–30.

8. *Волков Ф. А., Бердышев Б. В., Скопинцев И. В., Скуратов В. К.* Динамика процесса раздувного формования полых изделий из экструзионных заготовок // Пластические массы. 1991. № 12. С. 41–43.

9. *Волков Ф. А., Бердышев Б. В., Скуратов В. К.* Оценка уровня обратимых деформаций в полых раздувных изделиях // Пластические массы. 1992. № 5. С. 53–54.

10. *Скопинцев И. В., Бердышев Б. В., Басов Н. И., Скуратов В. К.* Теоретические основы производства полых раздувных изделий из ориентированных экструзионных заготовок // Пластические массы. 1991. № 6. С. 43–45.

11. *Скопинцев И. В., Бердышев Б. В., Басов Н. И., Скуратов В. К.* Управление процессом предварительного принудительного растяжения экструзионных заготовок при раздувном формовании полых изделий // Пластические массы. 1992. № 4. С. 39-40.

12. А. с. № 1742671 (СССР). Б. И. № 23. 1992). Способ определения характеристик полимерных материалов.

13. Пат. 2024405 (РФ). Б. И. № 23. 1994. Способ изготовления полых изделий из термопластов.

14. *Бердышев Б. В., Дергачев М. В., Скуратов В. К.* Сдвиговые течения расплавов полимерных материалов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 1999. № 3. С. 9–12.

15. *Басов Н. И., Ким В. С., Скуратов В. К.* Оборудование для производства объемных изделий из термопластов. М.: Машиностроение, 1970. 272 с.

16. *Бернхардт Э.* Технология переработки термопластичных материалов: Пер. с англ. / Под ред. Г. В. Виноградова. М.: Химия, 1965. 746 с.

17. *Виноградов Г. В., Малкин А. Я.* Реология полимеров. М.: Химия, 1977. 438 с.

18. *Hansmann J.* Gummi–Asbest–Kunstst. 1974. Bd. 27. № 8. S.636–645.

19. *Фридман М. Л.* Технология переработки кристаллических полиолефинов. М.: Химия, 1977. 398 с.

20. *Wilson N. R., Bentley M. E., Morgan B. T.* // SPE-Journal. 1970. V. 26. № 2. P. 272.

21. *Иванюков Д. В., Фридман М. Л.* Полипропилен. М.: Химия, 1974. 350 с.

22. *Wilson W. R.* // Kunststoffe. 1961. Bd. 51. № 6. S. 156.

23. *Pritchatt R. J.* // Plast and Polymers. 1975. V 43. № 164. P. 186.

24. *Schmidt D.* // Plast.,Eng. 1961. V 1. № 3. P. 112.

25. *Menges G. Kulik M., Putz D.* // Plastverarbeiter. 1973. Bd. 24. № 6. S. 460.

26. *Menges G. Kulik M., Rhiel F.* // Plastverarbeiter. 1973. Bd. 24. № 11.

27. Formeln and Tabellen für Kunststoffe und Kunststoffverarbeitung. Bd. XV. Technik–Tabellen. Darmstadt: Verlag Fikentscher, 1969.

28. *Odzawa T.* // Chem. Eng.1920. V. 15. № 5. P. 186.

29. *Stoekhert K.* Kunststoff–Handbuch. Bd. IV. Polyolefine. München: Karl– Hanser Verlag, 1969. 212 s.

30. *Ruder L.B.* // Plast. Eng. 1975. V. 31. № 5. P. 220.

31. *Hunkar D.B.* // Plast. Eng. 1973. V. 29. № 9. P. 46.

32. Boes D. Plastverarbeiter. 1976. Bd. 27. № 1. S. 252.

33. *Droscha H.* // Kunstst.-Berat. 1975. Bd. 20. № 6. S. 132.

34. *Hoesslin O.* // Plastverarbeiter. 1975. Bd. 25. № 10. S. 202.

35. Пат. № 2423260 (США), 1944.

36. Пат. 2616128 (США), 1952.

37. Пат. 3022928 (США), 1964.

38. Пат. 3663134 (США), 1972.

39. Пат. 3473194 (США), 1969.

40. Пат. 3182108 (США), 1965.

41. Пат. 3746021 (США), 1973.

42. *Could-Patrick W., Richard. H.* // Plast. Technology. 1974. V. 20. № 3.

43. *Крейнин Х. Б., Швабауэр В. В., Филатов Л. Б., Мошкович Л. С.* Калибрование труб из полимерных материалов. М.: НИИТеххим, 1978.

44. *Самойлов А.В.* Расчет тянущих усилий для трубных экструзионных установок // Пластические массы. 1970. № 9. С. 24.

45. Пат. 3022928 (США), 1964.

46. Kunststoffe. 1974. Bd. 64. № 12. S. 766.

47. *Гецас С. И., Брагинский В. А.* Анализ процесса экструзии труб по критерию размерной точности // Пластические массы. 1971. № 6. С. 56.

48. *Gaube E.* // Kunststoffe. 1959. Bd. 49. № 9. S. 270.

49. *Gaube E. u.a.* // Kunststoffe-Runolschau. 1969. Bd. 16. № 4. S. 196.

50. *Richard K. u.a.* // Plastics. 1958. № 23. P. 44. Kunststoffe. 1959. Bd. 49. № 7. S. 281.

51. *Швабауэр В. В.* Исследование и разработка методов расчета калибрующего и охлаждающего оборудования для высокоскоростной экструзии труб из термопластов: Дис. .... канд. техн. наук. М.: МИХМ, 1980.

52. *Adams F. W.* Industrial and chemistry. 1936. V. 28. № 5. P. 244.

53. *Шерышев М. А., Ким В. С.* Переработка листов из термопластов. М.: Химия, 1984. 216 с.

54. *Fischer P., Ortner K.A.* // Kunststoffe-Berater. 1971. Bd. 16. № 5. S. 102—104.

55. *Han C.D., Park J.Y.* //J. Appl. Polym. Sci. 1975. V. 19. № 12.