

Министерство образования Республики Беларусь

Учреждение образования
«Полоцкий государственный университет»

МАШИНЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебно-методический комплекс
для студентов специальности 1-36 07 01
«Машины и аппараты химических производств
и предприятий строительных материалов»

В двух частях

Часть 1

**Оборудование гидромеханических, реакционных,
тепловых и массообменных процессов**

Составление
А. И. Вегеры, О. Н. Жарковой

Новополоцк
ПГУ
2010

УДК 66.02(075.8)
ББК 35.11:35.514я73
МЗ8

Рекомендовано к изданию методической комиссией
технологического факультета
в качестве учебно-методического комплекса
(протокол № 7 от 15.06.2009)

РЕЦЕНЗЕНТЫ:

начальник службы технического обслуживания, ремонта
и диагностики оборудования производств ОАО «Нафтан»
А. И. СКРАБАТУН;
канд. техн. наук, доц. каф. химической техники УО «ПГУ»
Е. М. ШЕСТОПАЛОВ

Машины и аппараты химических производств : учеб.-метод.
МЗ8 комплекс для студентов специальности 1-36 07 01 «Машины и аппараты
химических производств и предприятий строительных материалов». В 2 ч.
Ч. 1. Оборудование гидромеханических, реакционных, тепловых и массо-
обменных процессов / сост. А. И. Вегеры, О. Н. Жарковой. – Новополоцк :
ПГУ, 2010. – 344 с.
ISBN 978-985-531-026-7.

Представлена первая часть курса «Машины и аппараты химических про-
изводств» «Оборудование гидромеханических, реакционных, тепловых и мас-
сообменных процессов». Комплекс включает рабочую программу курса, кон-
спект лекций, методические указания и задания к практическим занятиям,
примерные вопросы к зачету и экзамену, список литературы.

Предназначен для студентов специальности «Машины и аппараты хими-
ческих производств и предприятий строительных материалов». Может быть
полезен студентам, обучающимся по специальностям химико-технологи-
ческого профиля.

УДК 66.02(075.8)
ББК 35.11:35.514я73

ISBN 978-985-531-026-7 (Ч. 1)
ISBN 978-985-418-681-8

© УО «Полоцкий государственный университет», 2010

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	5
Содержание курса «МАШИНЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ»	
Часть 1. «ОБОРУДОВАНИЕ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ, РЕАКЦИОННЫХ, ТЕПЛОВЫХ И МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ»	6
ЛЕКЦИОННЫЙ КУРС	
Введение	10
Тема 1. ТРУБОПРОВОДЫ И ТРУБОПРОВОДНАЯ АРМАТУРА	14
1.1. Технологические трубопроводы. Классификация трубопроводов	14
1.2. Классификация трубопроводной арматуры	20
1.3. Запорная арматура	23
1.4. Регулирующая арматура	32
1.5. Фазоразделительная арматура	34
1.6. Предохранительная и защитная арматура	35
1.7. Защитная (отсечная) арматура	38
1.8. Отводы, переходы	40
1.9. Выбор трубопроводной арматуры	40
Тема 2. ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ. ЦЕНТРИФУГИ	43
2.1. Центрифугирование. Способы создания центробежных сил	43
2.2. Классификация центрифуг	44
2.3. Центробежные силы и фактор разделения. Основы расчета	45
2.4. Центрифуги	52
2.5. Жидкостные сепараторы	60
2.6. Трубчатые сверхцентрифуги	62
2.7. Гидроциклоны	63
Тема 3. РЕАКТОРЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ	65
3.1. Общие положения о химических реакторах	65
3.2. Модели идеальных реакторов	72
3.3. Расчет реакторов	74
3.4. Реакционное оборудование	84
Тема 4. ПЕЧИ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ	125
4.1. Классификация печей химической промышленности	125
4.2. Трубчатые печи	126
4.3. Классификация трубчатых печей по технологическим и конструктивным признакам	127
4.4. Топливо. Расчет процесса горения топлива. Расход топлива	129
4.5. Приближенный топливный баланс и КПД печи	136
4.6. Теплообмен в трубчатой печи. Основные эксплуатационные характеристики трубчатых печей	138
4.7. Полезная тепловая нагрузка. Расход топлива	140
4.8. Способы снижения расхода топлива	141
4.9. Расчет трубчатых печей	156
4.10. Основные типы трубчатых печей	156
4.11. Конструктивные элементы трубчатых печей	165
4.12. Основные требования, предъявляемые к горелкам. Расположение горелок	169
4.13. Подогрев воздуха и генерация пара теплом дымовых газов. Котлы-утилизаторы, парогенераторы, воздухонагреватели	171

4.14. Комбинированные горелки	175
4.15. Акустические горелки	178
Тема 5. СУШИЛЬНЫЕ АППАРАТЫ	180
5.1. Процесс сушки	180
5.2. Методы и физические основы сушки	181
5.3. Конвективные сушильные аппараты	184
5.4. Кондуктивные сушилки	202
5.5. Сушильные аппараты с использованием специальных способов сушки	206
5.6. Выбор режима сушки	208
5.7. Оптимальный режим сушки	210
5.8. Выбор типа сушильного аппарата	211
Тема 6. ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ	214
6.1. Классификация теплообменных аппаратов	214
6.2. Кожухотрубчатые теплообменники	215
6.3. Аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из листового материала	222
6.4. Аппараты воздушного охлаждения	224
6.5. Теплообменные аппараты «труба в трубе»	226
6.6. Змеевиковые теплообменники	227
6.7. Перспективная теплообменная техника	227
6.8. Очистка теплообменных аппаратов	231
Тема 7. КОЛОННЫЕ МАССООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ	233
7.1. Классификация колонных массообменных аппаратов	233
7.2. Тарельчатые колонные аппараты	235
7.3. Основные параметры контактных массообменных устройств	238
7.4. Конструкции тарельчатых контактных массообменных устройств	239
7.5. Насадочные массообменные аппараты	252
7.6. Конструкции внутренних узлов колонных массообменных аппаратов	259
7.7. Общая схема расчета колонных массообменных аппаратов	265
 МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ И ЗАДАНИЯ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ	
Центрифуги	267
Реакторы химической промышленности	278
Печи химической промышленности	291
Сушильные аппараты	310
Теплообменные аппараты	315
Колонные массообменные аппараты	321
Примерные вопросы к зачету	332
Примерные вопросы к экзамену	335
Литература	343

ВВЕДЕНИЕ

Цель курса «Машины и аппараты химических производств» – изучение наиболее широко применяемых в химической промышленности машин и аппаратов, их конструкций, принципов работы, методик расчета. Одно из важнейших направлений курса – формирование критического отношения к конструкциям, применяемым сегодня в промышленности, и конструкциям, описанным в специальной литературе. Будущие инженеры-механики должны знать не только традиционно выпускаемое оборудование, но и новую технику, проходящую в настоящее время лабораторные или промышленные испытания.

Задачей изучения курса является приобретение студентами знаний по конструкциям и устройствам оборудования и его узлов, принципам работы и назначению. В процессе обучения студенты получают знания по вопросам эффективности эксплуатации и условиям монтажа оборудования, энергосбережения, охраны труда и защиты окружающей среды.

В результате изучения дисциплины студент должен знать:

- типовое и специальное оборудование различных отраслей химической промышленности и методы его расчета;
- методы оптимизации выбора размеров конструкции с учетом оптимальных параметров технологического процесса;
- основные направления интенсификации и совершенствования работы оборудования.

Студент должен уметь:

- находить оптимальные конструктивные решения по усовершенствованию оборудования;
- составлять расчетные схемы для определения размеров, производительности оборудования и прочностных расчетов;
- выполнять технико-экономическое обоснование при выборе оборудования для осуществления заданного технологического процесса.

В предлагаемом учебно-методическом комплексе представлена первая часть курса «Машины и аппараты химических производств» «Оборудование гидромеханических, реакционных, тепловых и массообменных процессов».

Пособие включает рабочую программу курса, конспект лекций, методические указания к практическим занятиям, примерные вопросы к зачету и экзамену, список литературы.

Содержание курса «МАШИНЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ»

Часть 1 ОБОРУДОВАНИЕ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ, РЕАКЦИОННЫХ, ТЕПЛОВЫХ И МАССОБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Введение

Источники курса «Машины и аппараты химических производств». Цель и задачи курса. Взаимосвязь курса «Машины и аппараты химических производств» с другими дисциплинами.

Классификация машин и аппаратов химической промышленности.

Трубопроводы и трубопроводная арматура

Технологические трубопроводы. Классификация трубопроводов.

Трубопроводная арматура, ее назначение, классификация и выбор. Запорная арматура: типы, конструкции и принцип действия, достоинства и недостатки (краны, вентили, задвижки, заслонки).

Регулирующая арматура: назначение, конструкции и принцип действия (регулирующие и смесительные клапаны).

Фазоразделительная арматура (назначение, конструкции и принцип действия). Предохранительная и защитная арматура, рычажно-грузовой и пружинный предохранительные клапаны. Защитная (отсечная) арматура: назначение, конструкции и принцип действия.

Центрифугирование. Центрифуги

Центрифугирование. Центробежные силы и фактор разделения. Расчет отстойных центрифуг. Классификация центрифуг.

Трехколонная центрифуга. Подвесная центрифуга. Центрифуги с ножевым устройством для удаления осадка. Назначение, конструкции, принцип действия.

Центрифуга с пульсирующим поршнем. Центрифуга со шнековым устройством для удаления осадка. Центрифуга с отражательными кольцами. Назначение, конструкции, принцип действия.

Центрифуги с инерционной и вибрационной выгрузкой осадка.

Трубчатая сверхцентрифуга. Жидкостные сепараторы. Назначение, конструкции, принцип действия.

Химические реакторы

Реакторы химической промышленности. Классификация. Характеристика реакционных процессов: скорость реакции, степень превращения. Зависимость скорости реакции от концентрации для реакций 0, 1 и 2-го порядка. Влияние температуры и давления на скорость реакции.

Модели идеальных реакторов. Модель реактора идеального вытеснения. Модель реактора идеального смешения.

Реакторы химической промышленности. Характеристика реакционных процессов. Факторы, влияющие на данные процессы.

Расчет реакторов периодического действия. Расчет реакторов непрерывного действия. Графический метод расчета каскада реакторов.

Конструкции реакционных аппаратов. Трубчатые реакторы. Расчет трубчатых реакторов. Реакторы для системы жидкость-жидкость с высокими скоростями реакций.

Реакторы для системы газ-жидкость. Реакторы-котлы. Барботажные реакторы. Газлифтные реакторы. Реакторы пленочного типа (роторные; с центробежными завихрителями).

Аппараты контактно-каталитических процессов. Каталитические реакторы для систем газ-твердое. Реакторы с неподвижным слоем катализатора. Классификация. Достоинства и недостатки реакторов с неподвижным слоем катализатора.

Реактор с аксиальным и радиальным вводом сырья. Реакторы шахтного типа. Реакторы полочного типа. Кожухотрубчатые реакторы. Конструкции, принципы работы, достоинства и недостатки реакторов.

Реакторы с движущимся слоем катализатора, реактор с движущимся катализатором в плотном слое. Совмещенный реактор-регенератор с движущимся слоем катализатора. Реакторы с псевдоожиженным слоем катализатора, реактор с псевдоожиженным слоем с циркуляцией и без циркуляции катализатора. Многосекционные реакторы. Реактор каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем пылевидного катализатора.

Печи химической промышленности

Классификация печей химической промышленности по технологическим и конструктивным признакам. Топливо. Элементный состав топлива. Теплота сгорания. Формула Менделеева. Условное топливо.

Расчет процесса горения топлива. Расход воздуха. Состав продуктов сгорания, энтальпия дымовых газов. Механизм процессов горения газообразных, жидких, твердых топлив.

Тепловой баланс и КПД печи. Тепловая нагрузка, расход топлива. Пути снижения расхода топлива.

Трубчатые печи. Теплообмен в трубчатой печи. Основные характеристики трубчатых печей.

Расчет радиантной камеры печи.

Расчет лучистого теплообмена в топке. Метод Белокопя.

Расчет конвекционной камеры. Гидравлический расчет змеевика. Газовое сопротивление и тяга.

Классификация трубчатых печей. Основные типы трубчатых печей: шатровые, горизонтальные ГН и ГС, вертикальные секционные, цилиндрические ЦС и ЦД, печи с излучающими стенами.

Горелки. Общие требования к горелкам. Беспламенные панельные горелки.

Аппараты для сушки материалов

Процесс сушки. Методы и физические основы сушки.

Конвективные сушильные аппараты: полочные, туннельные, ленточные, вальцеленточные, петлевые, барабанные сушилки. Аппараты для сушки материала в псевдооживленном (кипящем) слое. Аэрофонтанные сушилки. Аппараты для сушки материалов в режиме пневмотранспорта. Комбинированные сушилки. Распылительные сушилки.

Кондуктивные сушилки: полочная, барабанная, вальцевая, трубчатого типа.

Сушильные аппараты с использованием специальных способов сушки: сушильные аппараты для сушки излучением, сушильные аппараты для сушки в поле токов высокой частоты.

Выбор режима сушки, подготовка материала к сушке. Оптимальный режим сушки. Выбор типа сушильного аппарата.

Теплообменные аппараты

Классификация теплообменных аппаратов.

Кожухотрубчатые теплообменники: теплообменники с неподвижными трубными решетками (тип Н); аппараты с температурным компенсатором на кожухе (тип К); теплообменники с U-образными трубами (тип У);

теплообменные аппараты с плавающей головкой (тип П); теплообменники с плавающей головкой и компенсатором (тип ПК). Интенсификация процесса теплообмена в кожухотрубчатых теплообменниках.

Аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из листового материала: пластинчатые теплообменники, спиральные теплообменники.

Аппараты воздушного охлаждения. Теплообменные аппараты «труба в трубе». Змеевиковые теплообменники.

Перспективная теплообменная техника. Очистка теплообменных аппаратов.

Колонные массообменные аппараты

Классификация колонных массообменных аппаратов.

Тарельчатые колонные аппараты. Основные параметры контактных массообменных устройств. Конструкции тарельчатых контактных массообменных устройств: колпачковые, клапанные тарелки, тарелки с S-образными элементами; ситчатые, решетчатые тарелки. Общие требования, предъявляемые к тарельчатым контактным устройствам. Секционированные массообменные устройства. Упорядочение потоков на тарелках в нефтяных ректификационных колоннах.

Насадочные массообменные аппараты. Конструкции насадочных контактных массообменных устройств. Область применения насадок.

Конструкции внутренних узлов колонных массообменных аппаратов. Узлы ввода и вывода продуктов из колонны. Устройства для распределения жидкости и пара (газа) в насадочных колоннах, перераспределительные устройства. Устройства для сепарации газожидкостных потоков.

Общая схема расчета колонных аппаратов.

Перспективная химическая техника. Выбор химического оборудования.

ЛЕКЦИОННЫЙ КУРС

ВВЕДЕНИЕ

Химическая и нефтехимическая промышленность играет важную роль в экономике Республики Беларусь. В настоящее время на долю предприятий данной отрасли приходится около 25 % промышленного производства Республики Беларусь, около 30 % экспорта и валютной выручки страны, почти 20 % всех видов налогов и платежей, формирующих доходную часть ее бюджета.

Современный уровень организации производства, постоянный акцент на техническое перевооружение и модернизацию производств наряду с высокой квалификацией рабочих и специалистов являются основными слагаемыми успешного развития отечественных предприятий химической и нефтехимической отраслей.

Эффективная и безопасная эксплуатация химических и нефтехимических производств, их модернизация и развитие невозможны без глубокого знания основ применяемого на них технологического оборудования – машин и аппаратов химических производств: его классификации, конструкций, принципов работы и расчета, достоинств и недостатков.

Курс «Машины и аппараты химических производств» (МАХП) относится к числу специальных дисциплин, формирующих инженера-механика химических производств, способного к быстрой и эффективной адаптации для работы в условиях любой отрасли химической промышленности.

Основные задачи дисциплины:

- изучение принципов действия, классификаций и основ конструкции аппаратов и машин, реализующих механические, гидромеханические, тепловые и массообменные процессы;
- освоение направлений развития изучаемого оборудования;
- приобретение навыков выполнения параметрических расчетов для выбора оборудования.

Цель дисциплины – изучение типового оборудования для осуществления основных процессов химической технологии и приобретение навыков выполнения параметрических расчетов для выбора требуемых машин или аппаратов.

Студент должен знать и уметь:

- проектировать, конструировать, эксплуатировать и исследовать технологическое оборудование, выполняя все необходимые расчеты;

- выбирать стандартное и вспомогательное оборудование в конкретных производственных условиях;
- выбирать материалы для производства машин и аппаратуры, анализировать условия и режимы работы технологического оборудования, обеспечивая получение продукции с заданными характеристиками;
- проводить научные исследования и эксперименты по профилю специальности, обрабатывать и анализировать полученные результаты.

Для усвоения курса МАХП студенты должны иметь подготовку в объемах вузовских программ по следующим дисциплинам:

- высшая математика;
- физика;
- инженерная и машинная графика;
- гидравлика, гидромашины и гидропривод;
- термодинамика и теплопередача;
- общая химическая технология;
- вычислительная математика, программирование и расчеты на ЭВМ;
- процессы и аппараты химической технологии;
- ремонт и монтаж химического оборудования;
- расчет и конструирование машин и аппаратов;
- материаловедение и защита от коррозии.

Источники курса «Машины и аппараты химических производств» представлены на рис. В.1.

Всю широкую номенклатуру химического оборудования, применяемого в настоящее время на химических предприятиях, условно можно разбить по типу проводимого в данном оборудовании технологического процесса. Согласно этому различают:

- машины для измельчения и классификации твердых материалов (дробилки, мельницы, грохоты, гидроклассификаторы, сепараторы);
- машины и аппараты для разделения неоднородных систем (аппараты для очистки газов, осадительные камеры, фильтры, электрофильтры, скрубберы, барботажные аппараты);
- аппараты и машины для разделения суспензий (отстойники, фильтры, центрифуги, сверхцентрифуги, жидкостные сепараторы, гидроциклоны);
- машины и аппараты для смешения материалов (смесители для сыпучих продуктов, смесители для жидких и высоковязких материалов);
- теплообменная и выпарная аппаратура (теплообменники, выпарные аппараты и установки);

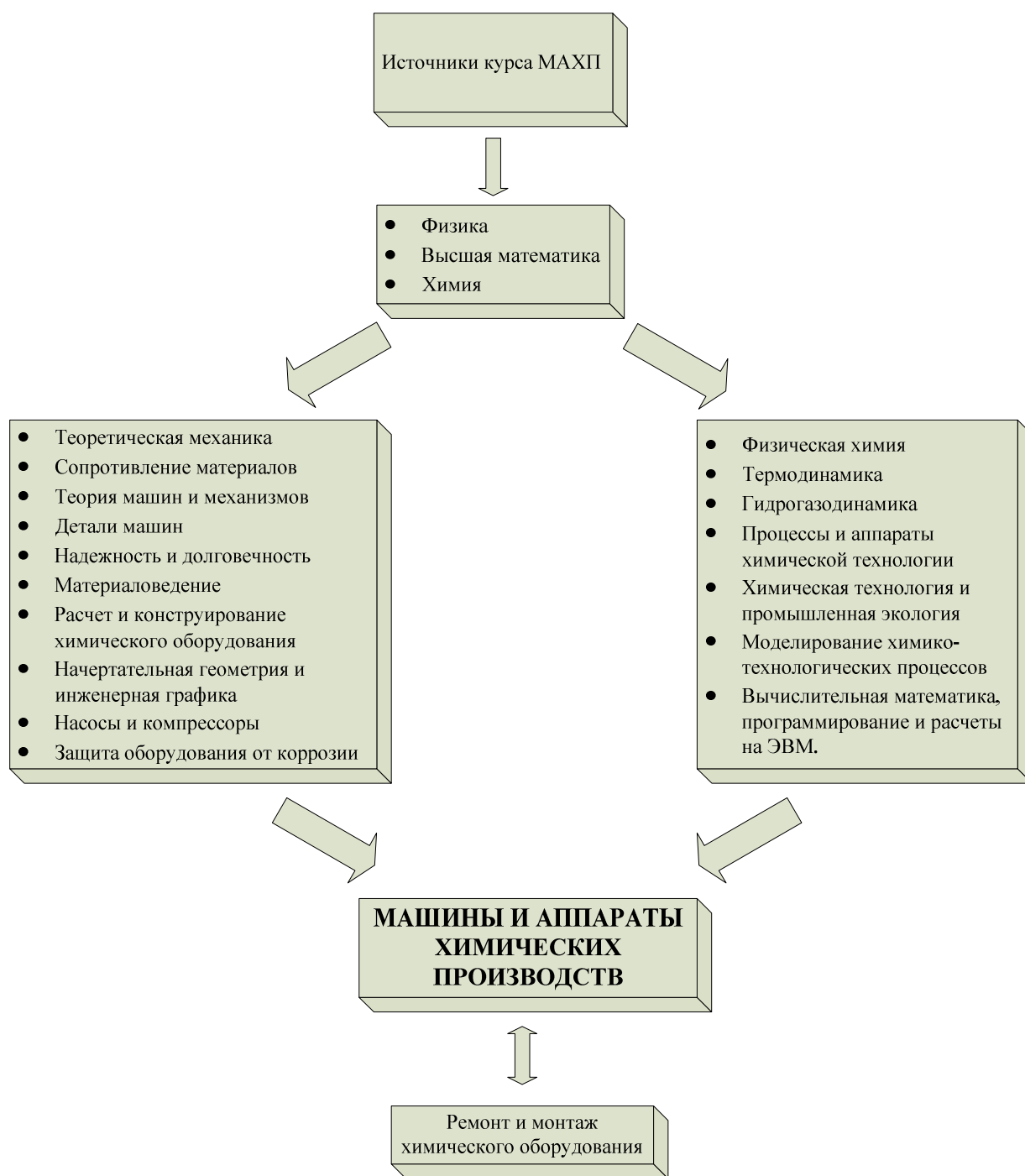


Рис. В.1

– массообменная аппаратура (аппараты с фиксированной поверхностью контакта фаз (пленочные, полочные и распылительные аппараты); аппараты с поверхностью контакта фаз, образуемой в процессе движения потоков (тарельчатые и насадочные колонны); аппараты с внешним приводом энергии (ротационные ректификационные колонны и экстракторы, кристаллизаторы, сушилки и т.д.);

- реакционные аппараты (реакторы, реакционные печи);
- емкостное оборудование;
- печное оборудование;
- трубопроводная арматура.

Также для упорядочения номенклатур и специализации заводов химического машиностроения классификацию машин и аппаратов осуществляют по группам. Так, например, существует укрупненная классификация химического оборудования, включающая 20 групп. При этом выделяется 15 групп оборудования по химическому процессу:

1. Аппараты емкостного типа с перемешивающими устройствами.
2. Аппараты емкостного типа с неподвижными устройствами.
3. Фильтры.
4. Центрифуги.
5. Жидкостные сепараторы.
6. Кристаллизаторы.
7. Грануляторы.
8. Теплообменные аппараты.
9. Выпарные аппараты.
10. Колонные аппараты.
11. Сушильные аппараты.
12. Аппараты с вращающимися барабанами для обжига, сушки и кристаллизации.
13. Электролизеры.
14. Краскотерочные машины.
15. Промышленные печи.

Три группы по специфическим качествам самой аппаратуры (аппараты с давлением более 6,4 МПа; эмалированная аппаратура; аппараты из неметаллических материалов). Две группы выделены в зависимости от производственно-отраслевого назначения оборудования (оборудование для целлюлозной промышленности; оборудование для переработки пластмасс и резины).

Машиной называется устройство для переработки материала, причем, материал может изменить форму, размеры, но не меняет химического состава.

Аппаратом называется устройство для переработки материала, при этом материал меняет свои физико-механические свойства.

Тема 1

ТРУБОПРОВОДЫ И ТРУБОПРОВОДНАЯ АРМАТУРА

Трубопроводный транспорт широко применяется на предприятиях нефтехимической, химической, нефтеперерабатывающей, нефтяной и газовой промышленности. В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности стоимость трубопроводных систем составляет до 25 – 30 % от общих затрат на технологическую установку, продолжительность их сооружения достигает 50 % от продолжительности строительства объекта. От качества проектирования и сооружения трубопроводных систем в значительной степени зависят экономичность, надежность и безопасность эксплуатации технологических установок.

Трубопроводом называется сооружение из труб, деталей, арматуры, плотно соединенных между собой, предназначенное для транспортирования технологической среды.

Арматурой называют устройства, устанавливаемые на трубопроводах, аппаратах, емкостях, обеспечивающие управление потоком рабочих сред.

Арматура любого класса включает три основных элемента: *корпус, привод и рабочий орган* (запорный, регулирующий и др.), состоящий из седла и перемещающегося или поворачивающегося относительно него затвора (золотника).

1.1. Технологические трубопроводы. **Классификация трубопроводов**

Технологические трубопроводы (технологические трубопроводные системы) представляют собой сооружения для транспортировки жидких, газообразных, газожидкостных и содержащих твердые частицы продуктов от начального пункта – источника до конечного пункта – потребителя.

Классификация технологических трубопроводных систем приведена в табл. 1.1.

К внутрицеховым относятся трубопроводы, соединяющие различные агрегаты и блоки установок. Межцеховые трубопроводы соединяют установки и цеха предприятия; к ним относятся также трубопроводы общезаводского хозяйства. По внезаводским трубопроводам на объект подают сырье, топливо и отводят продукты.

Таблица 1.1

Классификация технологических трубопроводных систем

Признаки классификации	Трубопроводные системы							
	2							
Назначение трубопроводных систем	продуктопроводы	топливные системы	системы инертного газа	факельные системы	линии тепло-, водо- и хладоснабжения			
Расположение на объекте	внутрицеховые		межцеховые		внезаводские			
Схема ТТС	неразветвленные		разветвленные		кольцевые		комбинированные	
Агрегатное состояние перекачиваемой среды	газ	жидкость	пар	газ-жидкость	газ-твердые частицы	жидкость-твердые частицы	газ-жидкость-твердые частицы	
	Группы: А, Б, В; категории: I, II, III, IV, V							
Свойства и параметры перекачиваемой среды								
Коррозионные свойства среды	для неагрессивных и малоагрессивных сред		для среднеагрессивных сред		для высокоагрессивных сред			
Рабочее (условное) давление	вакуумные < 0,1 МПа	безнапорные 0,1 МПа	низкого давления > 0,1 МПа и < 1,6 МПа	среднего давления > 1,6 МПа и < 10 МПа	высокого давления > 10 МПа			
	низкотемпературные (ниже -40 °С)		с нормальной температурой (-40 до 450 °С)		высокотемпературные (выше 450 °С)			
Рабочая температура								
Тип изоляции	без изоляции		с обогревающими трубами-спутниками		с обогревающими рубашками		с электро-обогревом	
			с тепловой изоляцией		анतिकоррозионное покрытие, крытие, гидроизоляция			

1		2			
Наличие регулирующего устройства	без регулирующего устройства				
Источник движения потока	насос	компрессор	эжектор	аппарат с избыточным давлением	нефтяные и газовые скважины
	стационарный				
Характер движения потока	ламинарный	критический		турбулентный	«смешанный» «квадратичный»
	ньютоновская жидкость		неньютоновская жидкость		
Реология жидкости	ньютоновская жидкость		неньютоновская жидкость		
	изотермический		неизотермический		
Способ прокладки	адиабатный		изоэнтальпийный		
	надземный		подземный		
	на опорах	на эстакадах	в каналах	в грунте	в зданиях
Вид нагрузки	со статистическими нагрузками		со статистическими и динамическими нагрузками		

Требования к проектированию, изготовлению, реконструкции, наладке, монтажу, ремонту и эксплуатации трубопроводов, транспортирующих водяной пар с рабочим давлением более 0,07 МПа или горячую воду с температурой выше 115 °С, а также к их конструкции и материалам устанавливают «Правила устройства и безопасной эксплуатации трубопроводов пара и горячей воды (МНПА ГПАН – 5.18)», утвержденные Приказом-постановлением МЧС и Министерства труда Республики Беларусь 30.11.1998 № 110/97.

Требования, направленные на обеспечение промышленной безопасности, предупреждение аварий, случаев производственного травматизма при эксплуатации стальных технологических трубопроводов, устанавливают «Правила устройства и безопасной эксплуатации технологических трубопроводов», утвержденные постановлением МЧС Республики Беларусь 21.03.2007 № 20.

Данные правила распространяются на проектируемые, вновь изготавливаемые, реконструируемые и действующие трубопроводы, кроме магистральных, предназначенные для транспортирования газообразных, парообразных и жидких сред в диапазоне от остаточного давления (вакуума) 0,001 МПа до условного давления 320 МПа и рабочих температур от –196 до 700 °С и эксплуатирующиеся на опасных производственных объектах.

Трубопроводы с давлением до 10 МПа включительно в зависимости от класса опасности транспортируемого вещества (взрыво-, пожароопасность и вредность) подразделяются на группы (А, Б, В) и рабочих параметров среды (давления и температуры) – на пять категорий (I, II, III, IV, V) согласно «Правилам устройства и безопасной эксплуатации технологических трубопроводов» (табл. 1.2).

Категории трубопроводов определяют совокупность технических требований к конструкции, монтажу и объему их контроля. Категории трубопроводов устанавливаются разработчиком проекта для каждого трубопровода и указываются в проектной документации. Класс опасности технологических сред определяется разработчиком проекта на основании классов опасности веществ, содержащихся в технологической среде, и их соотношений.

При расчете толщины стенок трубопроводов прибавку на компенсацию коррозионного износа к расчетной толщине стенки выбирают исходя из условия обеспечения необходимого расчетного срока службы трубопровода и скорости коррозии.

В зависимости от скорости коррозии сталей среды подразделяются:

Таблица 1.2

Классификация трубопроводов с давлением до 10 МПа

Группа	Категория трубопроводов									
	I		II		III		IV		V	
	$P_{расч}$ МПа	$t_{расч}$ °C	$P_{расч}$ МПа	$t_{расч}$ °C	$P_{расч}$ МПа	$t_{расч}$ °C	$P_{расч}$ МПа	$t_{расч}$ °C	$P_{расч}$ МПа	$t_{расч}$ °C
I	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Транспортируемые вещества	2									
	Вещества с токсичным действием									
А	а) чрезвычайно и высокоопасные вещества классов 1, 2	независимо	независимо							
	б) умеренно опасные вещества класса 3	> 2,5	> 300 и < -40	вакуум от 0,08 (абс) до 2,5	от -40 до 300					
Б	Взрыво- и пожароопасные вещества	> 0,08 (абс) вакуум	независимо							
	а) горючие газы, в т.ч. сжиженные углеводородные газы	> 2,5	> 300 и < -40	вакуум от 0,08 (абс) до 2,5	от -40 до 300					

Окончание табл. 1.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
		вакуум < 0,08 (абс)	независимо								
	б) легко воспламеняющиеся жидкости	> 2,5	> 300 и < -40	> 1,6 до 2,5	от 120 до 300	до 1,6	От -40 до 120				
		вакуум < 0,08 (абс)	независимо	Вакуум Выше 0,08 (абс)	от -40 до 300						
	в) горючие жидкости	> 6,3	> 350 и < -40	> 2,5 до 6,3	от 250 до 350	> 1,6 до 2,5	от 120 до 250	до 1,6	от -40 до 120		
		вакуум < 0,003 (абс)	то же	вакуум < 0,08 (абс)	то же	вакуум до 0,08 (абс)		от -40 до 250			
В	Трудногорючие и негорючие вещества	вакуум < 0,003 (абс)	-	> 6,3, вакуум < 0,08 (абс)	> 350 до 450	> 2,5 до 6,3	от 250 до 350	> 1,6 до 2,5	от 120 до 250	до 1,6	от -40 до 120

- на неагрессивные и малоагрессивные – скорость коррозии до 0,1 мм/год (сталь стойкая);
- среднеагрессивные – скорость коррозии 0,1 – 0,5 мм/год;
- высокоагрессивные – скорость коррозии свыше 0,5 мм/год.

При скорости коррозии 0,1 – 0,5 мм/год и свыше 0,5 мм/год сталь считается пониженно-стойкой.

Трубопроводы и их элементы по условным проходам (номинальным внутренним диаметрам, в мм) разделяют следующим образом: 3; 6; (8); 10; (13); 15; 20; 25; 32; 40; 50; 65; 80; 100; 125; 150; (175); 200; 250; (275); 300; (325); 350; (375); 400; (450); 500; 600; (700); 800; (900); 1000; (1100); 1200; 1400; 1500; 1600. Изделиями с условными проходами, указанными в скобках, пользоваться не рекомендуется.

Трубопроводы и их элементы подразделяют по избыточному условному давлению (МПа): 0,1; 0,25; 0,4; 0,63; 1,0; 1,6; 2,5; 4,0; 6,3; 10; 16; 20; 25; 32; 40; 50; 60; 80; 100.

Тип уплотнительной поверхности фланцев трубопроводов выбирается с учетом типа среды и условного давления в соответствии с табл. 1.3.

Таблица 1.3

Выбор типа уплотнительной поверхности фланцев трубопроводов

Среда	Условное давление, МПа	Рекомендуемый тип уплотнительной поверхности
Все вещества группы В	$\leq 2,5$	гладкая
Все вещества групп А, Б, кроме А (а) и ВОТ (высокотемпературный органический теплоноситель)	$\leq 2,5$	гладкая
Все группы веществ, кроме ВОТ	$> 2,5$ $< 6,3$	выступ-впадина
Вещества группы А (а)	$\leq 0,25$	гладкая
Вещества группы А (а)	$> 0,25$	выступ-впадина
ВОТ	независимо	шип-паз
Фреон, аммиак	независимо	выступ-впадина
Все группы веществ при вакууме	от 0,095 до 0,05 абс.	гладкая
Все группы веществ при вакууме	от 0,05 до 0,01 абс.	шип-паз
Все группы веществ	$\geq 6,3$	под линзовую прокладку или прокладку овального сечения

1.2. Классификация трубопроводной арматуры

Чтобы представить все многообразие исполнений и модификаций трубопроводной арматуры, ее можно классифицировать по следующим основным признакам.

По области применения трубопроводную арматуру разделяют следующим образом:

– *промышленная трубопроводная арматура общего назначения.* Используется в различных отраслях народного хозяйства, изготавливается серийно в больших количествах и предназначается для сред с часто применяемыми значениями давлений и температуры. Этой арматурой оснащаются водопроводы, паропроводы, городские газопроводы, системы отопления и т.д.;

– *промышленная трубопроводная арматура для особых условий работы.* Предназначается для эксплуатации при относительно высоких давлениях и температурах, низких температурах, на коррозионных, токсичных, радиоактивных, вязких, абразивных и сыпучих средах. К этой арматуре относятся: энергетическая, арматура высоких энергетических параметров, криогенная, коррозионностойкая, фонтанная, арматура с обогревом, арматура для абразивных гидросмесей и для сыпучих материалов;

– *специальная арматура.* Разрабатывается и изготавливается по отдельным заказам на основании особых технических требований (например, для экспериментальных или уникальных промышленных установок);

– *судовая арматура.* Выпускается для работы в специфических условиях эксплуатации ее на судах речного и морского флота с учетом промышленных требований в отношении минимальной массы, вибростойкости, повышенной надежности, особых условий управления и эксплуатации;

– *сантехническая арматура.* Ею оснащаются различные бытовые устройства: газовые плиты, ваннные установки, кухонные раковины и др. Изготавливается эта арматура в больших количествах на специализированных предприятиях, имеет небольшие проходные диаметры и в своем большинстве управляется вручную, за исключением регуляторов давления и предохранительных клапанов для газа.

По функциональному назначению трубопроводную арматуру подразделяют на следующие основные классы:

– *запорная.* Предназначена для полного перекрытия рабочей среды в трубопроводе и пуска среды в зависимости от требования технологического процесса. Запорная арматура по количеству применяемых единиц составляет 80 % всей арматуры;

– *регулирующая* – для регулирования параметров рабочей среды (температуры, давления и т.д.) посредством изменения ее расхода;

– *предохранительная* – для автоматической защиты оборудования и трубопроводов от недопустимого аварийного повышения давления посредством сброса избытка рабочей среды;

– *распределительная* – для распределения рабочей среды по определенным направлениям или для смешения потоков среды;

– *защитная (отсечная)* – для автоматической защиты оборудования и трубопроводов от недопустимых или предусмотренных технологическим процессом изменений параметров или направления потока рабочей среды и для отключения потока без выброса рабочей среды из технологической системы;

– *фазоразделительная* – для автоматического разделения рабочих сред в зависимости от их фазы и состояния (например, для удаления конденсата из паро- и газопроводов).

По способу присоединения корпуса к трубопроводу арматуру делят на следующие виды:

– *фланцевую*. Присоединяется к трубопроводу или емкости с помощью фланцев. Преимуществом являются возможность многократного монтажа и демонтажа на трубопроводе, хорошая герметизация стыков и удобство их подтяжки, большая прочность и применимость для широкого диапазона давлений и проходов. Недостатки – возможность ослабления затяжки и потеря герметичности со временем, большие габаритные размеры и масса. Фланцевая арматура наиболее распространена в химической промышленности;

– *муфтовую*. Присоединяется к трубопроводу или емкости с помощью муфт с внутренней резьбой. Муфтовую арматуру используют на трубопроводах диаметром до 80 мм, предназначенных для транспортирования негорючих и нейтральных сред;

– *под приварку (приварную)*. Присоединяется к трубопроводу или емкости с помощью сварки. Преимуществами являются полная и надежная герметичность соединения, минимум обслуживания (не требуется подтяжки магистральных фланцевых соединений). Недостаток – повышенная сложность демонтажа и замены арматуры. Арматуру под приварку устанавливают на трубопроводах при повышенных требованиях к герметичности соединения;

– *цапковую*. Присоединяется к трубопроводу или емкости на наружной резьбе с буртиком под уплотнение;

– *стяжную*. Соединение входного и выходного патрубков с фланцами на трубопроводе осуществляется с помощью шпилек с гайками, проходящими вдоль корпуса арматуры;

– *штуцерную (ниппельную)*. Присоединяется к трубопроводу или емкости с помощью штуцера (ниппеля).

По *конструкции корпуса* арматуру подразделяют на *проходную*, в которой среда не меняет направления своего движения на выходе по сравнению со входом, и *угловую*, в которой это направление меняется на угол до 90°.

По *способу герметизации рабочего органа в корпусе* различают следующие виды арматуры:

- *сальниковую*. Герметизация штока или шпинделя относительно внешней среды обеспечивается эластичным элементом, находящимся в контакте с подвижным штоком (шпинделем) под нагрузкой, исключающей протечки рабочей среды;

- *сильфонную*. Для герметизации подвижных деталей (штока, шпинделя) относительно внешней среды используется сильфон, который является также чувствительным либо силовым элементом конструкции. Для трубопроводов с токсичной, огне- и взрывоопасной средой выбирают сильфонную арматуру;

- *мембранную*. В качестве чувствительного элемента применена мембрана. Она может выполнять функции уплотнения корпусных деталей, подвижных элементов относительно внешней среды, а также уплотнения в затворе;

- *шланговую*. Эластичный шланг обеспечивает герметичность всей внутренней полости арматуры по отношению к внешней среде.

В зависимости от *конструкции привода рабочего органа* разделяют арматуру:

- *автоматически действующую* (привод осуществляется самим потоком среды);

- *управляемую*, с ручным или механическим приводом (электрическим, пневматическим и др.).

Ручное управление арматурой используют лишь при ее редком срабатывании. При частом использовании арматуры, а также в условиях автоматизированного управления производственным процессом применяют арматуру с *электро-, пневмо- и гидроприводами*. Арматуру с электроприводом не используют при температуре окружающего воздуха ниже -40 °С, на открытых площадках и в колодцах с повышенной влажностью.

1.3. Запорная арматура

Запорная арматура служит для перекрытия трубопроводов в целях прекращения движения среды и открытия трубопровода для возобновления течения. В определенной степени запорная арматура допускает также

регулирование величины потока, однако оно недостаточно точно. В случае необходимости изменения расхода потока среды с большой точностью применяют специальную регулирующую арматуру.

Серийно выпускают запорную арматуру следующих типов: краны, вентили, задвижки и заслонки. Каждый из перечисленных типов запорной приводной арматуры имеет свою специфическую область применения, определяемую давлением, температурой и свойствами среды.

По характеру работы затвора запорная арматура может быть подразделена на четыре резко отличающихся типа (рис. 1.1). В первом случае (рис. 1.1, *а*) затвор (пробка) установлен в корпусе арматуры перпендикулярно ее оси и имеет сквозное отверстие. Открытие и закрытие прохода осуществляется путем поворота пробки на 90° . При повороте пробка не перемещается вдоль вертикальной оси корпуса. Во втором случае (рис. 1.1, *б*) открытие и закрытие прохода осуществляется с помощью золотника, движущегося перпендикулярно продольной оси потока и открывающего и закрывающего при этом отверстие, расположенное в перегородке, которое разделяет корпус на две части – входную и выходную. У задвижки (рис. 1.1, *в*) затвор, имеющий форму клина или выполняемый в виде двух распираемых клином дисков, движется перпендикулярно продольной оси корпуса, изменяя сечение прохода. У заслонки (рис. 1.1, *г*) затвор, имеющий форму диска, поворачивается вокруг оси, расположенной перпендикулярно к оси прохода тем самым, изменяя его сечение.

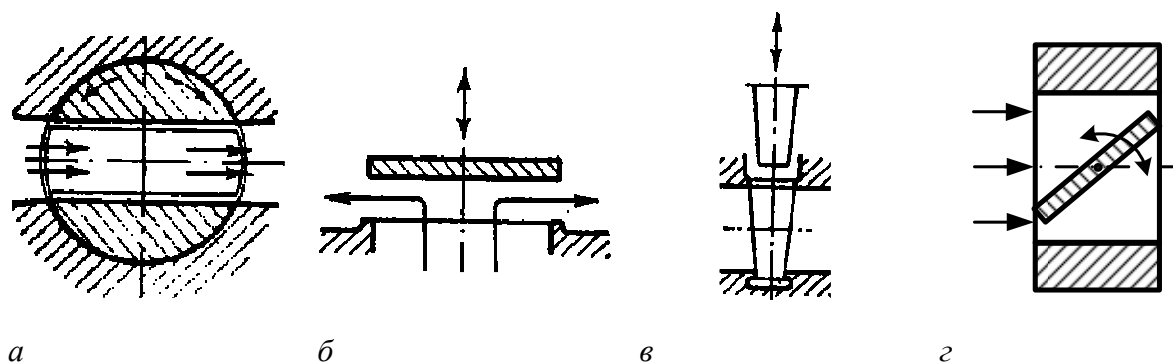


Рис. 1.1. Схема работы запорной арматуры:
а – крана; *б* – вентил; *в* – задвижки; *г* – заслонки

1.3.1. Краны

Кран – это запорное устройство, в котором подвижная деталь затвора имеет форму тела вращения с проходом для потока рабочей среды, и для его перекрытия вращается вокруг своей оси, перпендикулярной оси трубопровода.

Любой кран имеет две основные детали – неподвижную (корпус 1) и вращающуюся (затвор 2 со шпинделем 3).

По *типу затвора* краны могут быть шаровыми (рис. 1.2) и пробковыми (с конической или цилиндрической пробкой) (рис. 1.3). *Пробковые краны* в зависимости от способа их герметизации могут быть *сальниковыми* (рис. 1.3, а) или *натяжными* (рис. 1.3, б).

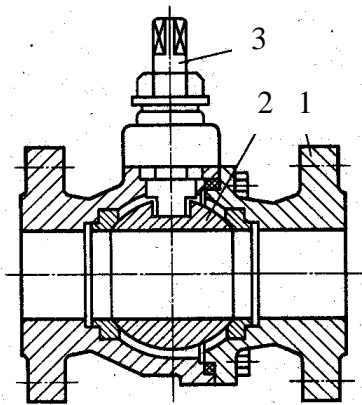


Рис. 1.2. Кран шаровой

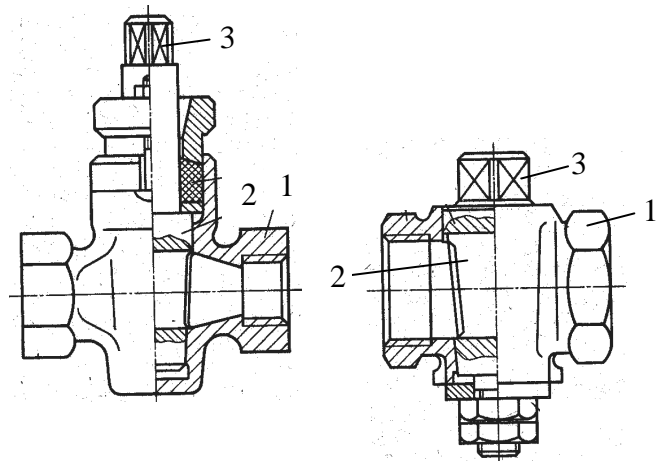


Рис. 1.3. Кран пробковый

Основные достоинства кранов – малое время открытия и закрытия, небольшие размеры, низкое гидравлическое сопротивление, возможность установки на трубопроводе в любом положении. К недостаткам кранов относят большие крутящие моменты, необходимые для управления, возможность возникновения в трубопроводе гидравлического удара в результате быстрого закрытия крана, малую пригодность на линиях для пара и нагретой жидкости из-за возможности коробления корпуса и прилипания к нему пробки, необходимость ухода и периодического смазывания (в противном случае пробка может «прикипеть» к корпусу), необходимость применения (для некоторых разновидностей) неметаллических уплотнительных элементов.

По *форме прохода* краны могут быть с круглым, прямоугольным, трапецидальным и овальным проходами. По *материалу корпуса* или пробки краны бывают бронзовые, латунные, цинково-алюминиевые, чугунные, стальные, титановые, пластмассовые, керамические, графитовые и др. По *материалу уплотнительных поверхностей* краны бывают с металлическими, пластмассовыми, графитовыми и резиновыми седлами или гнездами. По *конструкции корпуса* различают краны с разъемом параллельным, перпендикулярным или наклонным к оси трубопровода и с цельным корпусом (без

разъема). По *типу управления и привода* краны могут быть с ручным управлением, гидравлическим, пневматическим или электрическим приводом. По *наличию или отсутствию сужения прохода* краны бывают полнопроходные и суженные. По *направлению потока и числу патрубков* различают краны проходные (в них два присоединительных патрубка), угловые, трехходовые (в них три присоединительных патрубка), многоходовые.

Краны используют, когда требуются запорные устройства, обладающие незначительным гидравлическим сопротивлением или способные управлять несколькими расходящимися потоками (трех-, четырехходовые краны). Краны применяются как для газообразных, так и для жидких сред практически с любыми свойствами. Запорные краны в основном используются на магистральных трубопроводах, транспортирующих природный газ и нефть, а также в системах городского и коммунального хозяйства.

1.3.2. Вентили

Вентиль (клапан запорный) – это конструктивный тип арматуры, в котором для перекрытия потока рабочей среды запорный орган перемещается возвратно-поступательно вдоль центральной оси уплотнительной поверхности корпуса.

Подвижным элементом вентиля является шпindel, ввинчиваемый в резьбу неподвижной ходовой гайки, расположенной в крышке или бугеле. Применение ходовой резьбы, обладающей свойствами самоторможения, позволяет оставлять запорный орган в любом промежуточном положении без его самопроизвольного изменения под действием давления.

По *конструкции корпуса* вентили подразделяются на проходные, угловые и прямоточные. По *способу герметизации* подвижного соединения шпинделя с крышкой вентили подразделяются на сальниковые и сильфонные. По *расположению ходовой резьбы* вентили могут быть с выносной или с погрузной резьбой.

Примером может служить *проходной вентиль* (рис. 1.4) с уплотнительным кольцом 2 из фторопласта, кожи или резины на золотнике 3. Корпус 1 и крышку 5 вентиля уплотняют паронитовой прокладкой 4, а в качестве набивки сальника используют пропитанный асбест.

Вентили обычно имеют сальниковые уплотнения шпинделя.

В *запорном вентиле* для закрытия и открытия прохода предназначен конусный золотник 2, перемещающийся относительно седла. Уплотнение шпинделя сальниковое. Запорный угловой вентиль высокого давления (рис. 1.5) применяют как запорный элемент системы измерений и пробоотборных систем в установках синтеза высокого давления. В качестве набивки использован прорезиненный асбест.

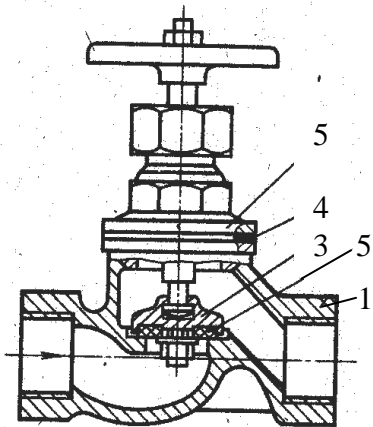


Рис. 1.4. Прходной вентиль

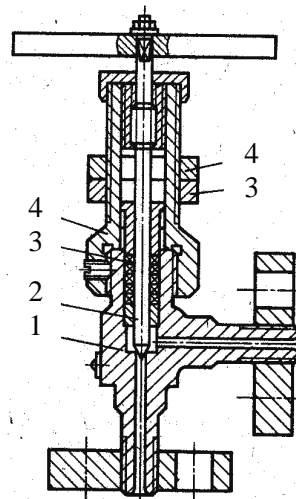
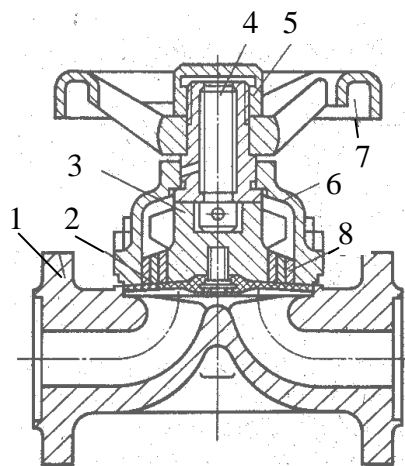


Рис. 1.5. Запорный угловой вентиль:

1 – корпус; 2 – игла; 3 – набивка сальника; 4 – стойка; 5 – контргайка; 6 – нажимная гайка

Рис. 1.6. Мембранный вентиль:

1 – корпус; 2 – мембрана; 3 – золотник; 4 – шпindelь; 5 – ходовая гайка; 6 – крышка; 7 – маховик; 8 – опорное кольцо



В отличие от кранов, которые можно устанавливать на трубопроводе в любом положении, вентили следует располагать так, чтобы среда в них попадала из-под золотника. При такой установке в положении «закрыто» сальник шпинделя не испытывает давления. Ремонт сальника в этом случае можно проводить, не опорожняя трубопровод. Кроме того, при такой установке вентиля облегчается его открытие.

Кроме вентилей, предназначенных для полного перекрытия потока рабочей среды, в некоторых технологических системах используется арматура, обеспечивающая плавное управление расходом за счёт изменения гидравлического сопротивления с надёжной фиксацией промежуточных положений. Для этих целей используются *запорно-регулирующие вентили*, имеющие золотник с профилированной рабочей поверхностью (обычно

пробкового типа) и хорошо притертые уплотняющие кромки. При малых диаметрах условных проходов используются золотники в виде конуса. Разновидность таких вентиляей носит название *игольчатых вентиляей*.

К вентилям условно относят также конструкции арматуры с мембранным (диафрагмовым) запорным органом – *мембранные вентиля* (рис. 1.6). В мембранных вентилях запорным органом служит мембрана 2, изготовленная из пластмассы, резины или фторопласта и соединенная со шпинделем 4. Внутренняя поверхность корпуса обычно имеет защитное покрытие, например из кислотостойкой эмали. Мембранные вентиля предназначены для агрессивных сред и широко применяются в трубопроводах химических производств.

Вентиля получили широкое применение, когда к надежности и герметичности перекрытия потока рабочей среды предъявляются повышенные требования. Их устанавливают на паро- и водопроводах, на линиях транспортирования, не загрязненных осадками жидкости; твердые частицы, попадая под седло вентиля, могут нарушить его герметичность. Вентиля рекомендуется устанавливать на трубопроводах диаметром до 50 мм; при диаметре трубопровода более 50 мм вентиля используют главным образом в случаях, когда по условиям технологического процесса требуется ручное дросселирование.

К достоинствам вентиляей относят: отсутствие трения уплотнительных поверхностей, что значительно уменьшает опасность их повреждения посторонними частицами и позволяет использовать при более высоких давлениях; возможность работы при высоких перепадах давлений на запорном органе и при больших значениях рабочих давлений; простота конструкции, обслуживания и ремонта в условиях эксплуатации; небольшой ход запорного органа, необходимый для полного перекрытия прохода ($0,25 \cdot D_y$); относительно небольшие габаритные размеры и масса; возможность использования в качестве регулирующего органа; возможность установки на трубопроводе в любом пространственном положении.

Недостатками вентиляей являются: высокое гидравлическое сопротивление; невозможность применения на потоках сильно загрязненных рабочих сред, а также на средах с высокой вязкостью; возможность подачи рабочей среды только в одном направлении, обусловленном конструкцией клапана.

1.3.3. Задвижки

Задвижка представляет собой запорную арматуру, в которой затвор в виде диска или клина перемещается вдоль уплотнительных поверхностей перпендикулярно оси потока. Задвижки предназначены для полного пере-

крытия потока рабочей среды и являются одним из наиболее распространенных типов запорной трубопроводной арматуры, устанавливаемой на технологических и магистральных трубопроводах.

Запирающий элемент в задвижках перемещается возвратно-поступательно, перпендикулярно направлению потока рабочей среды и имеет два крайних рабочих положения – «открыто» и «закрыто».

В настоящее время выпускается большое количество конструктивных разновидностей задвижек, отличающихся конструкцией запирающего элемента (затвора); расположением ходового узла; типом привода; способом подсоединения к трубопроводу.

В зависимости от конструкции запорного органа задвижки подразделяются на *клиновые* и *параллельные*. У первых уплотнительные кольца расположены под небольшим углом, образуя клин, а у вторых уплотнительные кольца расположены параллельно друг другу. При малых давлениях обычно используют параллельные (рис. 1.7), при больших – клиновые задвижки (рис. 1.8). По характеру движения шпинделя различают задвижки с *выдвигным шпинделем*, который при открывании задвижки перемещается поступательно, и *невыдвигным шпинделем*, который при работе совершает только вращательное движение. В последнем случае при вращении шпиндель вворачивается в тело клина.

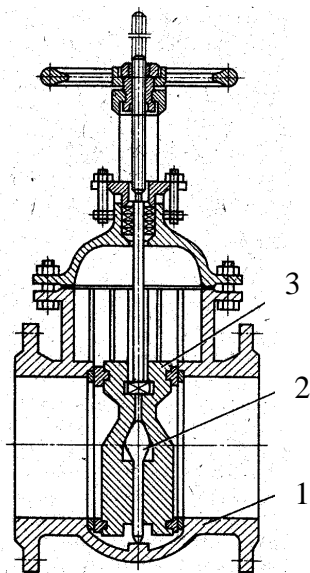


Рис. 1.7. Задвижка параллельная с выдвигным шпинделем

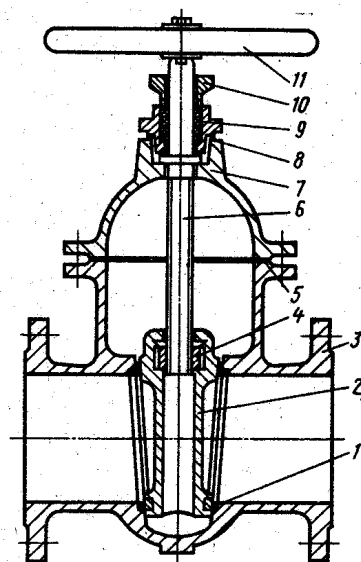


Рис. 1.8. Клиновая задвижка с неподвижным шпинделем:

1 – седло; 2 – клин; 3 – корпус;
4 – ходовая гайка; 5 – прокладка;
6 – шпиндель; 7 – крышка; 8 – прокладка;
9 – сальник; 10 – нажимная втулка;
11 – маховик

Параллельные задвижки могут иметь затвор в виде одного диска или листа (шиберная), или в виде двух дисков с расположенным между ними распорным клином или распорной пружиной. При неблагоприятных условиях работы уплотнительных колец затвора, во избежание коррозии и задиранья металла рабочих поверхностей, применяются параллельные задвижки со смазкой. В таких задвижках полость корпуса заполняется консистентной смазкой, которая смазывает уплотнительные кольца и несколько повышает герметичность затвора. В параллельных задвижках (см. рис. 1.7) запорным органом является шибер, состоящий из двух симметричных тарелок 3, между которыми помещается клин 2; последний при опускании тарелок распирает их, прижимая к уплотняющим поверхностям корпуса 1.

Клиновые задвижки изготавливаются с цельным (жестким или упругим) клином или составным двухдисковым клином, образованным двумя расположенными под углом друг к другу дисками, образующими таким образом клин. Применение жесткого клина в задвижках малых диаметров создает надежную конструкцию с высокой герметичностью запирающего элемента, но при колебаниях температуры рабочей среды здесь возникает вероятность заклинивания затвора в корпусе. Затвор в виде упругого клина лишён этого недостатка. При повышенных требованиях к герметичности применяется двухдисковый затвор. В клиновых задвижках с неподвижным шпинделем (см. рис. 1.8) при опускании или подъеме клина 2 он перемещается вдоль уплотнительных колец седла 1, закрывая или открывая задвижку. Шпиндель 6, при вращении которого обеспечивается поступательное движение клина, имеет нарезку, входящую в скрепленную с клином ходовую гайку 4. Уплотнение шпинделя сальниковое.

Для закрытия или открытия задвижек необходимо большое число оборотов шпинделя, поэтому задвижки большого диаметра снабжают, как правило, электроприводом. Параллельные задвижки, предназначенные для водопроводов, можно выполнять с пневмо- или гидроприводом.

Задвижка – это основной тип запорной арматуры, рекомендуемой для трубопроводов диаметром от 50 мм и более. Она обладает сравнительной простотой конструкции, малой строительной длиной, имеет минимальное гидравлическое сопротивление, надежное уплотнение затвора и допускает изменение направления движения среды.

К недостаткам задвижек относят большое время открытия и закрытия, большую строительную высоту, по сравнению с другими видами арматуры, невозможность использования для регулирования потока рабочей среды.

Задвижки обычно изготавливаются полнопроходными, т.е. диаметр прохода задвижек практически равен диаметру трубопровода. В некоторых

случаях, с целью уменьшения массы и габаритов, снижения усилий и моментов, необходимых для управления арматурой, используются суженные («раструбные») задвижки, у которых диаметр прохода в корпусе меньше внутреннего диаметра соединительных фланцев (как правило, на одну ступень параметрического ряда условных диаметров). Некоторые типы задвижек снабжены указателем положения затвора, который может иметь линейную или круговую шкалу.

Задвижки выпускаются на следующие параметры: условный проход от 50 до 2000 мм, условное давление от 0,16 до 25 МПа, температура рабочей среды до 565 °С.

1.3.4. Заслонки

Заслонки (затворы поворотные дисковые) – это разновидность трубопроводной арматуры, представляющая собой кольцевой корпус с расположенным в нем поворотным диском и предназначенная для использования в качестве запорной или регулирующей арматуры. Запорный орган (диск) в затворе поворачивается вокруг оси, расположенной перпендикулярно к оси прохода.

На рис. 1.9 показана стальная дисковая заслонка для водопроводов (при температуре до 80 °С), устанавливаемая как на горизонтальных, так и на вертикальных участках. В ней уплотнение рабочего органа (диска 5), поворачивающегося вокруг оси 4, обеспечивается резиновым кольцом 10, установленным в канавке диска и закрепленным прижимным кольцом 3. Подвижное соединение вала 8 с корпусом 2 уплотнено сальниковым устройством.

Дисковые заслонки обычно используют при большом диаметре трубопровода, малом давлении среды и нежестких требованиях к герметичности запорного органа. Затворы, как правило, устанавливаются на магистралях большого диаметра в гидротехнических сооружениях. Дисковые заслонки устанавливают на трубопроводах для жидких газообразных неагрессивных сред с температурой до 80 °С, при условном проходе до 2000 мм и давлении до 1,6 МПа.

Для герметизации запорного органа применяются металлические или мягкие (резина, фторопласт) уплотнительные кольца. Управление затвором может осуществляться вручную (через редуктор) или при помощи электропривода. Затворы, используемые в варианте регулирующих заслонок, могут иметь пневматический, мембранный или гидравлический приводы.

Достоинства дисковых заслонок – низкое гидравлическое сопротивление; отсутствие зон, в которых могут скапливаться частицы и грязь; сравнительно небольшие габаритные размеры и масса.

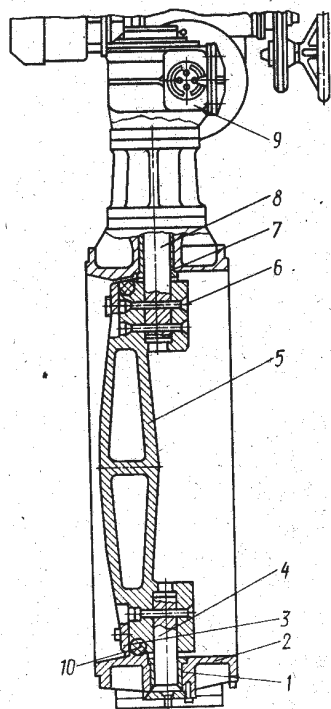


Рис. 1.9. Дискровая заслонка:

1, 7 – подшипники; 2 – корпус;
3 – кольцо прижимное; 4 – ось; 5 – диск;
6 – штифт; 8 – вал; 9 – электропривод;
10 – кольцо резиновое

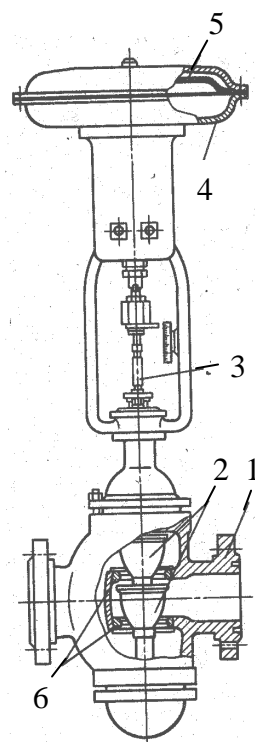


Рис. 1.10. Двухседельный регулирующий клапан с мембранным исполнительным механизмом:

1 – корпус; 2 – затворы; 3 – шток;
4 – исполнительный механизм; 5 – мембрана; 6 – седла

Недостатки дисковых заслонок – пониженная герметичность запорного органа; большие крутящие моменты на валу из-за больших неразгруженных усилий, действующих на диск; трудность получения расчетных пропускных характеристик при работе затвора в качестве регулирующей заслонки.

1.4. Регулирующая арматура

К регулирующей аппаратуре, прежде всего, относятся регулирующие клапаны и вентили, смесительные клапаны, редукционные клапаны и регуляторы уровня.

Регуляторы давления и клапаны регулирующие относятся к регулирующей арматуре, предназначенной для управления параметрами рабочей среды (расход) на определенном участке технологической системы или трубопровода в соответствии с поступающей командой, и состоят из двух функционально связанных частей: *регулирующего органа* – клапана (или заслонки), непосредственно воздействующего на поток проходящей рабо-

чей среды путем изменения его пропускной способности; *исполнительного (управляющего) механизма*, предназначенного для создания управляющего воздействия на регулирующий орган. В качестве исполнительных механизмов могут быть использованы электрические, пневматические или гидравлические приводы.

В зависимости от положения регулирующего (запорного) органа регуляторы могут быть *нормально открытыми* (НО) – с полностью открытым проходным сечением при отсутствии управляющего сигнала; *нормально закрытыми* (НЗ) – с полностью закрытым проходным сечением при отсутствии управляющего сигнала.

На рис. 1.10 показан регулирующий клапан с *мембранным исполнительным механизмом*. Управление клапаном дистанционное: командный сигнал поступает непосредственно на мембрану 5 исполнительного механизма 4, создавая усилие, которое перемещает шток 3 с затворами 2.

В зависимости от *конструкции регулирующего органа* регулирующие клапаны могут быть *односедельными* или *двухседельными*. *Односедельные регулирующие клапаны*, по сравнению с двухседельными, обладают тем преимуществом, что обеспечивают герметичное перекрытие потока рабочей среды в закрытом положении. Недостатком односедельных регулирующих клапанов является то, что их плунжер неразгруженный, и поэтому для них требуются более мощные приводы. Кроме того, при одном и том же условном проходе односедельные клапаны имеют меньшую (примерно в 1,6 раза) величину пропускной способности, по сравнению с двухседельными.

Двухседельные регулирующие клапаны имеют разгруженный затвор, что является одним из основных их преимуществ перед односедельными клапанами. Усилие, развиваемое рабочей средой вследствие наличия перепада давления на клапане, действует одновременно на оба жестко связанных между собой плунжера в противоположных направлениях. Благодаря этому двухседельные регулирующие клапаны при одном и том же приводе можно применять при более высоких перепадах давления, по сравнению с другими типами клапанов. Недостатком двухседельных регулирующих клапанов является невозможность герметичного перекрытия прохода из-за неравномерности температурной деформации деталей вследствие различия коэффициентов линейного расширения материалов затвора и корпуса, неравномерности износа обоих седел, сложности точной одновременной притирки плунжеров к седлам.

Смесительная арматура является частным случаем регулирующей арматуры. Отличие смесительной арматуры от регулирующей состоит в

том, что командный сигнал, задающий положение затвора в смесительном канале, определяет одновременно расходы сред. Как и регулирующие, смесительные клапаны имеют электрический или пневматический механизм.

Смесительные клапаны используют в случаях, когда необходимо в определенных пропорциях смешивать различные среды, например холодную и горячую воду, выдерживая постоянным какой-либо параметр смеси или изменяя его по заданному закону.

1.5. Фазоразделительная арматура

Фазоразделительная арматура состоит, в основном, из конденсатоотводчиков, используемых для автоматического отделения конденсата от пароводяной эмульсии и вывода его из трубопроводной системы, как не участвующего в технологическом процессе.

Действие конденсатоотводчиков основано на разности температур или плотностей конденсата и пара. В настоящее время используют, в основном, *термостатические* и *поплавковые* конденсатоотводчики.

В корпусе 1 *термостатического конденсатоотводчика* (рис. 1.11) размещен сильфонный термостат 2, заполненный жидкостью и связанный с золотником 3 запорного органа. С понижением температуры в конденсатоотводчике при заполнении его конденсатом уменьшается давление в сильфоне, вследствие чего золотник поднимается и начинается выгрузка конденсата из системы. По окончании выгрузки конденсата, когда в конденсатоотводчике начинает поступать пар, температура в нем повышается, и жидкость в сильфоне испаряется, в результате давление возрастает и золотник опускается, закрывая выход конденсату.

Для выпуска охлажденного конденсата используют также *поплавковые конденсатоотводчики* (рис. 1.12), в которых управляющим элементом является поплавков. Принцип работы поплавкового конденсатоотводчика следующий. При отсутствии конденсата поплавок опущен и клапан, закрепленный в верхней части поплавка, открыт. Конденсат, поступая в корпус, выходит через выпускной клапан в конденсатную линию. При попадании пара в пространство под поплавком, поплавок всплывает и закрывает выпускной клапан. После конденсации пара поплавок опускается и открывает выпускной клапан.

Более распространёнными в настоящее время являются термостатические конденсатоотводчики, имеющие малые габариты и массу, простую конструкцию и высокую надежность.

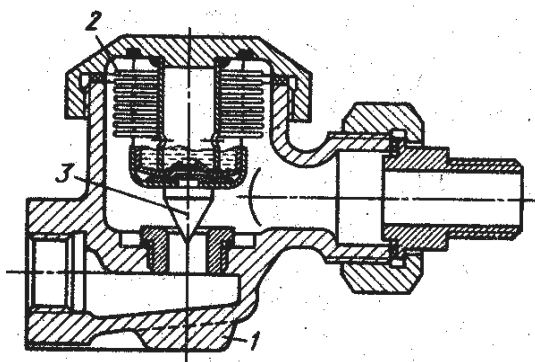


Рис. 1.11. Термостатический конденсатоотводчик

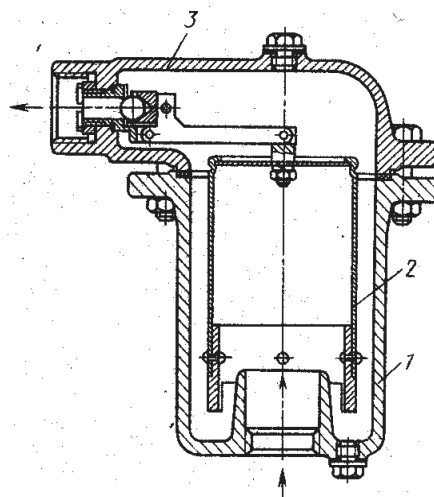


Рис. 1.12. Поплавковый конденсатоотводчик:

1 – корпус; 2 – поплавок; 3 – крышка

1.6. Предохранительная и защитная арматура

Предохранительная арматура исключает возможность возникновения недопустимо высокого давления в трубопроводных системах и на установках. Чаще всего используют *предохранительные клапаны* и *разрывные мембраны*.

Предохранительные клапаны – это вид трубопроводной арматуры, предназначенный для автоматической защиты технологической системы и трубопроводов от недопустимого повышения давления рабочей среды путем частичного ее сброса из защищаемой системы.

Количество предохранительных клапанов, их размеры и пропускная способность должны быть выбраны по расчету так, чтобы в сосуде не создавалось давление, превышающее избыточное рабочее более чем на 0,05 МПа для сосудов с давлением до 0,3 МПа включительно, на 15 % – для сосудов с давлением до 6,0 МПа и на 10 % – для сосудов с давлением свыше 6,0 МПа. При работающих предохранительных клапанах допускается превышение давления в сосуде не более чем на 25 % рабочего при условии, что это превышение предусмотрено проектом и отражено в паспорте сосуда. Пропускная способность предохранительного клапана определяется в соответствии с техническими нормативно-правовыми актами.

Предохранительные клапаны бывают *рычажно-грузовыми* (рис. 1.13) и *пружинными* (рис. 1.14). Нижним штуцером их устанавливают на трубопроводе или аппарате; через их боковой штуцер отводится избыток среды. Давление на золотник клапана регулируют изменением числа грузов или

силы сжатия пружины. Сила сжатия пружины или вес груза подбираются таким образом, чтобы при давлении среды, не превышающем допустимой величины, золотник был прижат к седлу, но при повышении давления на 10 – 15 % он приподнимался. Грузовые клапаны устанавливают лишь в одном положении, при котором золотник строго вертикален. Пружинные клапаны монтируют в любом положении. Грузовой клапан в отличие от пружинного не имеет сальника на штоке, поэтому его нельзя устанавливать внутри помещений, а также на трубопроводах для транспортирования огнеопасных сред. Наиболее распространены пружинные предохранительные клапаны, в которых давлению рабочей среды противодействует сила сжатой пружины. Направление подачи рабочей среды – под золотник.

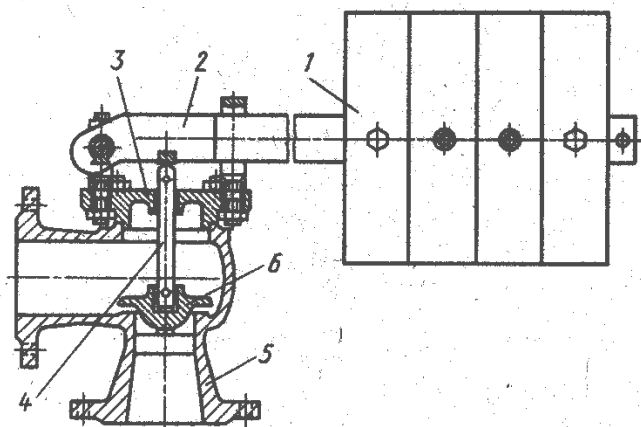


Рис. 1.13. Рычажно-грузовой клапан:
1 – груз; 2 – рычаг; 3 – крышка;
4 – шток; 5 – корпус

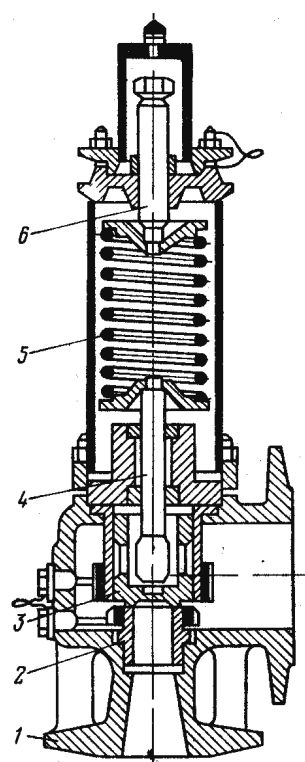


Рис. 1.14. Клапан предохранительный пружинный:
1 – корпус; 2 – сопло; 3 – золотник;
4 – шток; 5 – пружина; 6 – винт

По способу выпуска рабочей среды предохранительные клапаны подразделяются на клапаны *открытого типа*, работающие без противодействия и сбрасывающие рабочую среду непосредственно в атмосферу, и клапаны *закрытого типа*, сбрасывающие рабочую среду в трубопровод (всасывающую линию перекачивающих устройств, «факельную» линию и т.п.). В этом случае клапан работает с противодействием.

По высоте подъема золотника, определяющей пропускную способность клапанов, они подразделяются на следующие виды:

– *низкоподъемные (малоподъемные)*, у которых высота подъема золотника равна примерно 0,05 диаметра седла. Применяются такие клапаны, как правило, в системах с жидкой рабочей средой, когда не требуется большая пропускная способность;

– *полноподъемные*, у которых высота подъема золотника более 0,25 диаметра седла. Такие клапаны применяются в системах с газообразными средами. Открытие клапана происходит сразу на полный ход золотника.

Предохранительные клапаны выпускаются в двух исполнениях: с устройством для ручного открытия (ручным дублером) или без такого устройства.

Пружинные предохранительные клапаны более совершенной конструкции, чем рычажно-грузовые; имеют меньшую инерционность (время открытия клапанов – 0,008 – 0,04 с), меньшую массу и габаритные размеры; преимущественно полноподъемные. К достоинствам пружинных предохранительных клапанов также относят относительно малые габаритные размеры при больших проходных сечениях; возможность установки как в вертикальном, так и в горизонтальном положениях; возможность получения высокой пропускной способности.

Недостатком пружинных предохранительных клапанов является резкое возрастание усилия пружины при ее сжатии в процессе подъема золотника.

Перед установкой предохранительные клапаны должны быть отрегулированы на специальном стенде и опломбированы. Грузы рычажных предохранительных клапанов должны быть зафиксированы.

Разрывные предохранительные мембраны, устанавливаемые на трубопроводах, срабатывают при повышении рабочего давления на 20 – 25 %. Мембраны обеспечивают высокую герметичность, а также надежность срабатывания. Их недостаток – одноразовое использование.

Разрывные мембраны (рис. 1.15) применяются в тех случаях, когда по условиям безопасности требуется быстрое открытие больших проходов для сброса большого количества среды. Разрывные устройства обладают минимальной инерционностью при срабатывании и способны сбросить среду



Рис. 1.15. Разрывная предохранительная мембрана

при очень быстром повышении давления. Предохранительные мембраны выполняют разрывными, срезными, ломающимися, выщелкивающимися, специальными с принудительным разрушением от прокалывания или взрывной искры.

Применение разрывных устройств ограничивается тем, что при их разрушении полностью теряется продукт, находящийся в системе. Поэтому разрывные мембраны иногда устанавливают параллельно или последовательно с предохранительными клапанами. В первом случае мембрана рассчитывается на давление срабатывания несколько более высокое, чем у предохранительного клапана, чтобы обеспечить дополнительный сброс среды при экстремальных условиях. Во втором случае разрывные мембраны устанавливают перед предохранительным клапаном для защиты его от коррозии, загрязнения и исключения пропусков среды при закрытом клапане во время нормальной работы установки.

Применяемые мембраны должны быть калиброванными, соответствовать по материалу и толщине расчетным данным. Эксплуатировать аппараты с некалиброванными мембранами не допускается. Выхлоп продуктов при срабатывании мембран должен осуществляться в безопасное место или через отводные трубы в атмосферу.

1.7. Защитная (отсечная) арматура

Назначение *защитной (отсечной) арматуры* состоит в предотвращении аварийной ситуации в системах отключением защищаемого участка. К защитной арматуре относятся *обратные клапаны (подъемные и поворотные)*.

Обратный клапан – это разновидность самосрабатывающих предохранительных устройств, предназначенных для предотвращения обратного потока рабочей среды в трубопроводе при падении в нем давления ниже определенного значения, что может в ряде случаев создать аварийную ситуацию.

Обратные подъемные клапаны имеют затвор, совершающий возвратно-поступательное движение перпендикулярно направлению движения рабочей среды в трубопроводе. В показанном на рис. 1.16 обратном подъемном клапане для водопроводов золотник 2 находится в положении «открыто», поскольку сила от давления поступающей среды преодолевает вес золотника. С прекращением подачи среды при возникновении обратного потока золотник опускается на седло и клапан закрывается.

Обратные подъемные клапаны, имеющие защитную сетку на входе и предназначенные для установки в начале всасывающего трубопровода, на-

зываются приемными клапанами. Имеются также конструкции приемных клапанов с сеткой, выполненных с поворотными затворами.

К достоинствам обратных подъемных клапанов относят простоту их конструкции и герметичность. К недостаткам – большое гидравлическое сопротивление; возможность заедания затвора в направляющей части крышки при использовании клапана в системах с загрязненной рабочей средой.

Обратные поворотные клапаны имеют затвор, поворачивающийся вокруг горизонтальной оси, расположенной выше центра седла клапана.

В обратных поворотных клапанах (рис. 1.17) проходное сечение закрывается диском 2, поворачивающимся вокруг горизонтальной оси 4. Такие клапаны менее чувствительны к загрязненности среды, но по герметичности уступают подъемным клапанам.

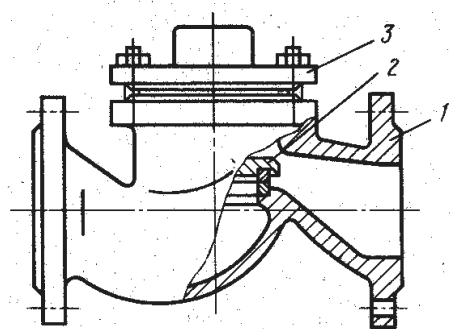


Рис. 1.16. Обратный подъемный клапан:

1 – корпус; 2 – золотник;
3 – крышка

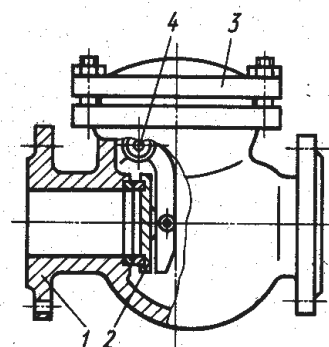


Рис. 1.17. Обратный поворотный клапан:

1 – корпус; 2 – диск; 3 – крышка;
4 – ось

Поворотные обратные клапаны делятся на *простые* и *безударные*. В простых клапанах ось поворота диска («захлопки») вынесена за пределы проходного отверстия, а в безударных ось пересекает проходное отверстие и расположена выше его центра.

Все обратные клапаны устанавливаются в трубопроводах только в одном направлении с учетом движения рабочей среды – со стороны седла корпуса «под клапан». Для уменьшения скорости закрывания и исключения возможности гидравлического удара поворотные клапаны большого диаметра снабжают демпферами, противовесами и др.

Достоинства обратных поворотных клапанов – малая строительная длина; возможность работы в системах с загрязнённой рабочей средой. Недостатки – возможность возникновения гидравлического удара в мо-

мент закрытия при резком падении давления на входе клапана (в клапанах большого диаметра); обязательность установки на трубопроводе в строго определенном положении.

1.8. Отводы, переходы

При монтаже трубопроводов и технологических систем неизбежно возникает необходимость их прокладки с поворотами на различные углы и перехода с одного диаметра на другой. Для этих целей промышленностью выпускаются приварные отводы крутоизогнутые с углами поворота 45, 60 и 90°, отводы гнутые и переходы для стандартных трубопроводов.

1.9. Выбор трубопроводной арматуры

Трубопроводную арматуру и конструкционный материал для нее выбирают в зависимости от рабочих параметров (рабочее давление и температура) и физико-химических свойств транспортируемой среды (коррозионная активность, воспламеняемость, токсичность) в соответствии с требованиями нормативно-технической документации.

На трубопроводах, предназначенных для транспортирования высокоагрессивных сред, используют арматуру *в коррозионностойком исполнении*. Арматуру из *углеродистых и легированных сталей* допускается применять для сред со скоростью коррозии не более 0,5 мм/год. Для сред со скоростью коррозии более 0,5 мм/год арматуру выбирают по рекомендациям специализированных организаций и обосновывают ее выбор в проекте.

В трубопроводах для горючих, токсичных, пожаро- и взрывоопасных сред, сжиженных газов применяют только *стальную арматуру*.

Арматуру из *ковкого чугуна* марки не ниже КЧ 30-6 и из *серого чугуна* марки не ниже СЧ 18-36 следует применять для трубопроводов, транспортирующих взрыво- и пожароопасные среды, за исключением случаев, когда трубопроводы подвержены вибрации, работают при резкопеременном температурном режиме среды, транспортируют вещества с токсичным действием и взрыво- и пожароопасные вещества, содержащие воду или другие замерзающие жидкости, при температуре стенки трубопровода ниже 0 °С независимо от давления, при возможности значительного охлаждения арматуры в результате дроссель-эффекта, в обвязке насосных агрегатов при установке насосов на открытых площадках, в обвязке резервуаров и емкостей для хранения взрывопожароопасных и токсичных веществ. Арматуру из ковкого чугуна допускается использовать на газопроводах для горючих газов и легковоспламеняющихся жидкостей с температурой

кипения выше 45 °С в диапазоне рабочих температур от –30 до +150 °С, при давлении до 1,6 МПа. Не допускается применять арматуру из серого чугуна на трубопроводах, транспортирующих вещества с токсичным действием и взрыво- и пожароопасные вещества, а также на паропроводах и трубопроводах горячей воды, используемых в качестве спутников.

На трубопроводах, работающих при температуре среды ниже 40 °С, следует применять арматуру из соответствующих *легированных сталей, специальных сплавов* или *цветных металлов*, имеющих при наименьшей возможной температуре корпуса ударную вязкость металла (KCV) не ниже 20 Дж/см². Арматуру из цветных металлов и их сплавов применяют в тех случаях, когда стальная и чугунная арматура не может быть использована по обоснованным причинам.

На трубопроводах для сред с токсичными свойствами, горючих и активных газов, легковоспламеняющихся жидкостей следует устанавливать арматуру, удовлетворяющую требованиям повышенной герметичности к запорным и сальниковым устройствам.

Для ответственных случаев, когда требуется частый демонтаж системы, например с целью очистки на трубопроводах малого диаметра используют *фланцевые соединения*. Во фланцевых соединениях трубопроводов для сильно действующих ядовитых веществ и дымящих кислот независимо от давления и температуры конструкцию уплотнительных устройств выполняют по типу «шип-паз». Арматуру с фланцами, имеющими гладкую уплотнительную поверхность, в трубопроводах высокого давления применять не допускается. *Муфтовая* и *цапковая* стальная арматура может применяться на трубопроводах для всех сред при условном проходе не более 40 мм. Муфтовая и цапковая чугунная арматура рекомендуется для трубопроводов с условным проходом не более 50 мм, транспортирующих негорючие нейтральные среды. *Приварную* арматуру, как обеспечивающую наиболее надежный способ присоединения, следует применять на трубопроводах, в которых транспортируются опасные среды, обладающие высокой проникающей способностью через разъемные соединения (фланцевые, муфтовые и другие).

Арматура должна комплектоваться эксплуатационной документацией. На арматуре указывается условное давление, условный диаметр, марка материала и заводской или инвентаризационный номер.

При выборе типа запорной арматуры следует руководствоваться следующими положениями:

- основным типом запорной арматуры, рекомендуемой к применению для трубопроводов с условным проходом от 50 мм и выше, является задвижка;

- клапаны (вентили) рекомендуется применять для трубопроводов диаметром до 50 мм;
- краны следует применять, если применение другой арматуры недопустимо или нецелесообразно;
- применение запорной арматуры в качестве регулирующей (дросселирующей) не допускается.

Запорная трубопроводная арматура по герметичности затвора выбирается из условий обеспечения норм герметичности.

Классы герметичности затворов следует выбирать в зависимости от назначения арматуры.

Запорная арматура с условным проходом более 400 мм должна применяться с управляющим приводом (шестеренчатым, червячным, электрическим, пневматическим, гидравлическим и другим). Выбор типа привода обуславливается соответствующими требованиями технологического процесса и устанавливается в проекте. Запорная арматура с электроприводом должна иметь дублирующее ручное управление. В гидроприводе арматуры следует применять негорючие и незамерзающие жидкости, соответствующие условиям эксплуатации. С целью исключения возможности выпадения в пневмоприводах конденсата в зимнее время газ осушают до точки росы при отрицательной расчетной температуре трубопровода. Быстродействующая арматура с приводом должна отвечать требованиям безопасного ведения технологического процесса. При ручном приводе можно применять дистанционное управление арматурой с помощью цепей, шарнирных соединений и т.п.

Тема 2 ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ. ЦЕНТРИФУГИ

2.1. Центрифугирование. Способы создания центробежных сил

Центрифугирование – процесс разделения неоднородных систем (эмульсий и суспензий) в поле центробежных сил с использованием сплошных или проницаемых для жидкости перегородок. Процессы центрифугирования проводят в машинах, называемых *центрифугами*.

Для создания центробежных сил имеется *два способа*:

– суспензия распределена по стенкам быстро вращающегося барабана как кольцо жидкости. Относительная скорость между жидкостью и стенкой барабана равна нулю. Этот принцип осуществляется в *центрифугах* (рис. 2.1).

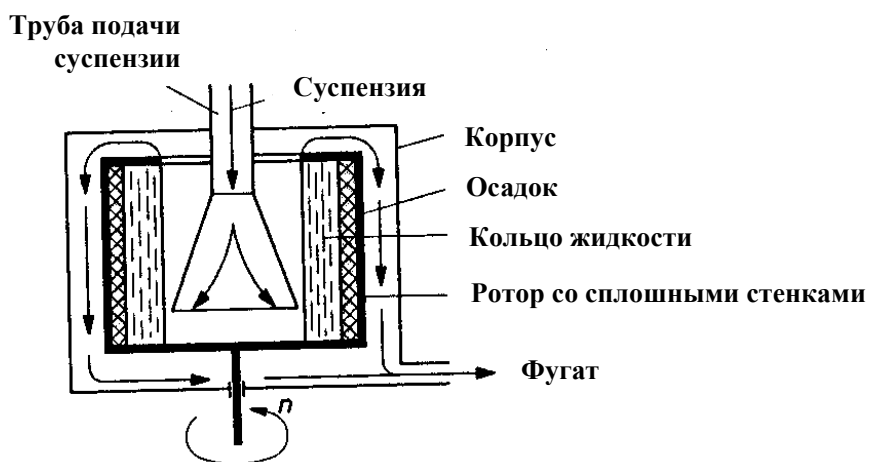


Рис. 2.1. Схема работы центрифуги

Центрифуга представляет собой вертикальный или горизонтальный цилиндрический ротор со сплошными или перфорированными боковыми стенками. Ротор крепится на валу и приводится во вращение электродвигателем, помещается в соосный цилиндр, представляющий собой неподвижный кожух, закрываемый съемной крышкой. Суспензия разделяется на твердый осадок и жидкую фазу (фугат);

– разделение жидких неоднородных систем под действием центробежных сил можно осуществлять также в *гидроциклонах* – аппаратах, не имеющих вращающихся частей (рис. 2.2).

В гидроциклонах суспензия подается тангенциально через штуцер в цилиндрическую часть корпуса и приобретает интенсивное вращательное движение.

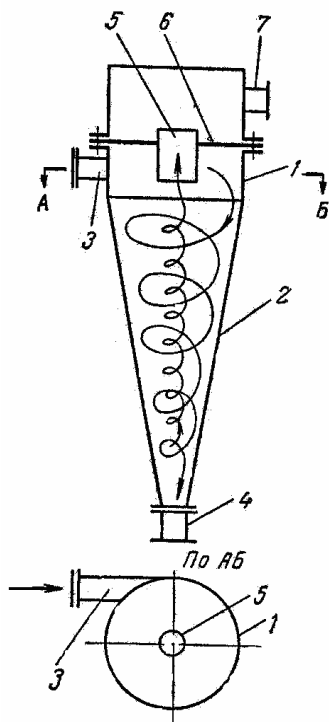


Рис. 2.2. Схема гидроциклона:

1 – цилиндрическая часть корпуса; 2 – коническая часть корпуса; 3 – штуцер тангенциального ввода суспензии; 4 – штуцер удаления сгущенной суспензии (шлама); 5 – патрубок удаления осветленной жидкости; 6 – перегородка; 7 – штуцер вывода осветленной жидкости

Разделение суспензий, содержащих большое количество твердой фазы, называют *центробежным отстаиванием*.

Удаление из жидкости тонкодисперсных твердых частиц, содержащихся в ней в незначительных количествах, называют *центробежным осветлением*.

2.2. Классификация центрифуг

По значению фактора разделения K_p , представляющего собой отношение центробежного ускорения к ускорению силы тяжести, центрифуги можно условно разделить на *две группы*:

- *нормальные центрифуги* ($K_p < 3500$); применяются для разделения различных суспензий, за исключением суспензий с очень малой концентрацией твердой фазы, а также для удаления влаги из штучных материалов;
- *сверхцентрифуги* ($K_p > 3500$); служат для разделения эмульсий и тонкодисперсных суспензий.

Нормальные центрифуги могут быть *отстойными* и *фильтрующими*.

В *отстойных* центрифугах (сплошные стенки ротора) разделение эмульсий и суспензий производится по принципу отстаивания. При этом действие силы тяжести заменяется действием центробежной силы, которая отбрасывает твердую фазу к стенкам ротора, а жидкая фаза с меньшей плотностью собирается у оси.

В *фильтрующих* центрифугах (ротор в фильтрующих центрифугах перфорирован и покрыт фильтровальной перегородкой) процесс разделения суспензий осуществляется по принципу фильтрования. При этом вместо разности давления используется действие центробежной силы. Жидкая фаза проходит через фильтровальную перегородку и собирается на дне кожуха, а твердая фаза в виде осадка задерживается на внутренней поверхности проницаемой перегородки. Фильтрующие центрифуги позволяют получать осадок с особенно низкой остаточной влажностью (6 – 30 %). Предпосылкой к использованию данного типа центрифуг является высокая проницаемость осадка и его малое сопротивление фильтрованию. Параметры центрифуг приведены в табл. 2.1 – 2.3.

Сверхцентрифуги являются аппаратами отстойного типа и подразделяются на *трубчатые сверхцентрифуги* (для разделения тонкодисперсных суспензий) и *жидкостные сепараторы* (для разделения эмульсий).

Классификация центрифуг *по способу выгрузки из них осадка:*

- вручную;
- при помощи ножей или скребков;
- шнеком;
- поршнем;
- под действием силы тяжести;
- под действием центробежной силы.

Классификация центрифуг *по расположению оси вращения:*

- вертикальные (вал ротора имеет опору внизу или подвешивается сверху);
- наклонные;
- горизонтальные.

Классификация центрифуг *по организации процесса:*

- периодически действующие;
- непрерывно действующие.

2.3. Центробежные силы и фактор разделения

Создание центрифуг обусловлено стремлением повысить скорость разделения неоднородных систем в поле центробежных сил по сравнению со скоростью разделения этих систем в отстойниках и фильтрах.

Оценим отношение величины центробежной силы к величине силы тяжести. Это можно сделать сравнением действия на тело (твердую частицу) ускорений в центробежном и гравитационном полях.

Таблица. 2.1

Основные характеристики центрифуг различных типов

Тип	Тип процесса и фактор разделения	Элемент, на котором происходит разделение	Метод выгрузки осадка	Метод разделения
Фильтрующая центрифуга с перфорированным и наклоняющимся ротором	непрерывный ...300	Конический, перфорированный ротор, установленный горизонтально	Ручной или автоматический при наклоне ротора	Фильтрация
Фильтрующая центрифуга со шнековым устройством для выгрузки осадка	непрерывный 200...3 500	Конический или цилиндрический перфорированный ротор, установленный горизонтально или вертикально	Шнеком	Фильтрация, очистка
Центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка	непрерывный 200...1 500	Цилиндрический перфорированный ротор, установленный горизонтально одно- или многоступенчатый	Пульсирующий поршень	Фильтрация, очистка
Горизонтальная фильтрующая центрифуга с перфорированным ротором и ножевым устройством для выгрузки осадка	периодический 350...3 000	Горизонтальный цилиндрический перфорированный ротор	Очиститель или ножевое устройство для выгрузки осадка	Фильтрация, очистка
Горизонтальная осадительная центрифуга с ножевым устройством для выгрузки осадка	периодический 350...3 000	Горизонтальный цилиндрический сплошной ротор	Осаждение	Осаждение
Осадительная центрифуга со шнековым устройством для выгрузки осадка	непрерывный 1 000...4 000	Сплошной, горизонтальный цилиндрический, цилиндрико-конический или конический ротор	Шнеком	Осаждение, осветление, классификация, очистка
Жидкостный сепаратор тарельчатого типа	непрерывный или периодический 4 000...12 000	Конический неперфорированный пакет тарелок	Выгрузка через сопла, щели	Осаждение, очистка

Таблица. 2.2

Параметры важнейших центрифуг, используемых в промышленности

Тип центрифуги	Содержание твердого вещества на выходе, %	Размер твердых частиц, мкм	Производительность, т/ч	Области применения
Фильтрующая центрифуга с перфорированным и наклоняющимся ротором	60...80	500...10 000	20...300	Морская соль, угольные отходы, осадки производства калийных удобрений
Фильтрующая центрифуга со шнековым устройством для выгрузки осадка	5...60	10...10 000	0,5...100	Легко фильтруемые кристаллические и волокнистые субстанции
Центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка	20...75	100...40 000	0,8...50	См. выше, к примеру полимеризаты, поливинилхлорид, гранулы полиэтилена
Центрифуга с ножевым устройством для выгрузки осадка	5...60	5...10 000	загрузка барабана центрифуги от 30 кг до 2 т	Полимеризаты, лекарственные средства, целлюлоза, тяжело разделяемые суспензии
Осадительная шнековая центрифуга (декантер)	3...40	2...20 000	2...80	Полимеризаты, протеины, лекарственные средства, ил очистных сооружений
Жидкостный сепаратор тарельчатого типа	3...25	>0,5	...100	Каолин, пигменты, катализаторы
Центрифуга с отражательными кольцами	80...95	500...10 000	20...200	Гранулы полиэтилена и других пластиков

Сравнение гидроциклона с горизонтальной осадительной шнековой центрифугой

Гидроциклон		Осадительная шнековая центрифуга (декантер)	
Особенности	Преимущества	Особенности	Преимущества
Корпус неподвижен, суспензия совершает вращательное движение	Нет вращающихся частей, поэтому невысокие требования к конструкции	Корпус вращается, суспензия относительно ротора неподвижна	Полная очистка суспензии с помощью флокуляции
Зависимость ускорения частиц в центробежном поле $a_{ц} \sim \left(\frac{1}{r^2}; \Delta p \right)$	Высокая точность изготовления не обязательна	Зависимость ускорения частиц в центробежном поле $a_{ц} \sim (r; n^2)$	Малая конечная влажность осадка
Производительность и размер разделяемых частиц ограничены перепадом давления в гидроциклоне	Простая конструкция, существует возможность изготовления гидроциклонов с очень малыми размерами	Производительность и размер разделяемых частиц ограничены прочностью ротора (его диаметром)	Возможно разделение суспензий с высоким содержанием твердого вещества (шламов)
Бережная работа по отношению к частицам осадка (флоккул)	Использование хорошо свариваемых и коррозионностойких материалов (пластики)	Бережная работа по отношению к частицам осадка (флоккул)	
Уплотнение осадка ограничено его текучестью		Неограниченные возможности по уплотнению осадка	
Хорошая классификация частиц, плохая очистка		Плохая классификация частиц, хорошая очистка	

Критерием эффективности действия поля центробежных сил является *фактор разделения* K_p , определяемый как отношение центробежного ускорения к ускорению силы тяжести:

$$K_p = \frac{w^2}{g} = \frac{(\omega \cdot r)^2}{g} = \frac{r \cdot \omega^2}{g} = \frac{r \cdot \left(\frac{2 \cdot \pi \cdot n}{60}\right)^2}{g} \approx \frac{r \cdot n^2}{900}, \quad (2.1)$$

где r – радиус вращения, м;

n – число оборотов в минуту, 1/мин;

w – окружная скорость вращения, м/с;

ω – угловая скорость вращения, рад/с;

g – ускорение свободного падения (силы тяжести), м/с².

Так ускорение, действующее на тело в поле центробежных сил, во много раз превышает ускорение, действующее на тело в гравитационном поле. Вследствие этого, осаждение частиц в поле центробежных сил происходит значительно быстрее и в аппаратах меньших размеров (при одинаковой производительности), чем при отстаивании.

Из выражения (2.1) также следует, что повышение числа оборотов ротора в значительно большей степени влияет на возрастание центробежной силы, чем увеличение диаметра ротора, которое ограничено устойчивостью ротора.

K_p является важной характеристикой, т.к. при прочих равных условиях, разделительное действие центрифуги возрастает пропорционально величине фактора разделения.

Скорость осаждения $w_{ос.ц.}$ в поле центробежных сил в K_p раз больше чем «статическая» скорость осаждения в гравитационном поле $w_{отст.}$. Необходимая поверхность разделения $A_{ц.}$ при одинаковой производительности в K_p раз меньше, чем поверхность разделения $A_{отст.}$ при отстаивании.

$$w_{ос.ц.} = w_{отст.} \cdot K_p,$$

$$w_{ос.ц.} = \frac{G}{A_{ц.}}$$

Отсюда

$$A_{ц.} = \frac{G}{w_{ос.ц.}} = \frac{G}{w_{отст.} \cdot K_p} = \frac{A_{отст.}}{K_p}.$$

«Статическую» скорость осаждения в гравитационном поле $w_{ос.ст.}$ или скорость отстаивания можно определить как с помощью расчетов, так и экспериментально с помощью мерного цилиндра.

Размер частиц, который можно разделить с помощью центрифугирования рассчитывается из формулы

$$d_u = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu \cdot w_{ос.ст.}}{\Delta \rho \cdot g \cdot K_p}},$$

где μ – динамическая вязкость жидкой фазы, Па·с;

$\Delta \rho$ – разность плотностей твердой и жидкой фаз, кг/м³.

При меньшем диаметре частиц целесообразно использовать другие способы разделения (например, фильтрование).

2.3.1. Расчет отстойных центрифуг

Разделяющая способность отстойных центрифуг характеризуется *индексом производительности* Σ , который является произведением площади цилиндрической поверхности осаждения F в роторе и фактора разделения K_p :

$$\Sigma = F \cdot K_p.$$

Индекс производительности равен площади отстойника, эквивалентного по производительности для данной суспензии рассматриваемой центрифуге.

На практике толщина слоя жидкости h значительно меньше диаметра ротора D , поэтому величину фактора разделения можно отнести к среднему диаметру $(D - h)$ (рис. 2.3).

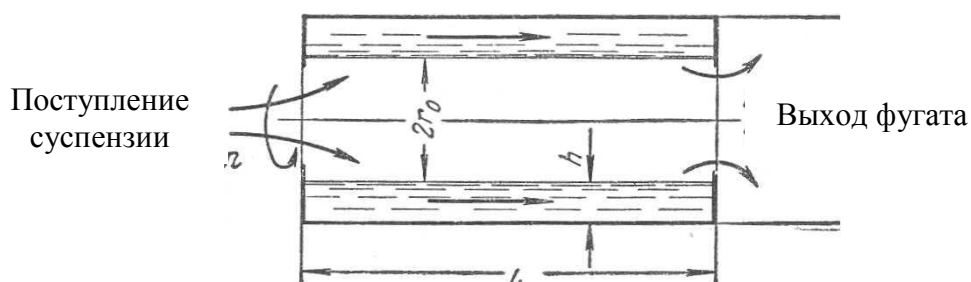


Рис. 2.3. Схема к определению производительности центрифуги

Тогда в соответствии с (2.1)

$$K_p = \frac{(D - h) \cdot n^2}{2 \cdot 900} = \frac{(D - h) \cdot n^2}{1800}.$$

Площадь цилиндрической поверхности осаждения в роторе $F = \pi \cdot (D - h) \cdot L$, отсюда

$$\Sigma = F \cdot K_p = \pi \cdot L \frac{(D - h)^2 \cdot n^2}{1800}.$$

Принимая, что жидкость в роторе перемещается не по всему кольцевому пространству, занимаемому слоем, а только по внутренней зоне кольцевого пространства (поверхностный режим течения), то приближенно можно полагать:

$$K_p = \frac{r_0 \cdot n^2}{900} \text{ и } F = 2 \cdot \pi \cdot r_0 \cdot L,$$

где r_0 – радиус свободной поверхности жидкости.

В этом случае для цилиндрических и конических роторов $\Sigma = F \cdot K_p = 2 \cdot \pi \cdot L \cdot \frac{r_0^2 n^2}{900}$ – для *ламинарного* режима осаждения твердых частиц; $\Sigma = F \cdot K_p^{0,715}$ – для *переходного* режима; $\Sigma = F \cdot K_p^{0,5}$ – для *турбулентного* режима.

Производительность осадительных центрифуг в действительности оказывается ниже, чем производительность, рассчитанная на основе скорости осаждения твердых частиц в центробежном поле. Это объясняется отставанием скорости вращения жидкости от скорости ротора, неравномерностью течения жидкости вдоль ротора, увлечением осадившихся частиц с его стенок, образованием вихревых зон, взмучивающих частицы. В связи с этим вводят понятие о *коэффициенте эффективности* отстойной центрифуги, который находят опытным путем, определяя действительную производительность центрифуги:

$$\xi_{ц} = \frac{Q_d}{Q_m},$$

где Q_d и Q_m – соответственно действительная и рассчитанная производительность центрифуги, м³/с.

2.3.2. Пример расчета отстойной центрифуги

В непрерывно работающей центрифуге со сплошным цилиндрическим ротором разделяется водная суспензия оксида магния. Лабораторные испытания показали, что скорость отстаивания частиц твердой фазы в стеклянном цилиндре составляет $w_{отст.} = 3,5$ см/ч. Центрифуга имеет сле-

дующие размеры и параметры эксплуатации (рис. 2.4): $D = 800$ мм;
 $L = 1\,000$ мм; $r_0 = 280$ мм; $n = 1\,500$ мин⁻¹.

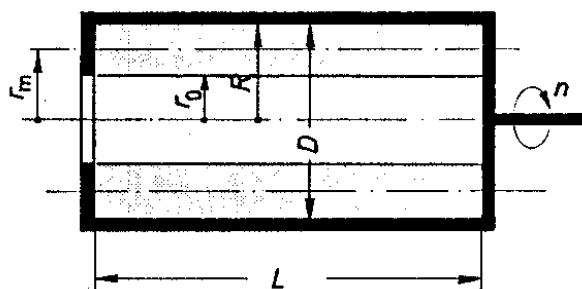


Рис. 2.4. Схема к расчету отстойной центрифуги

Найти производительность центрифуги $G_{\text{центр.}}$.

Решение:

1. Рассчитаем величину фактора разделения:

$$K_p = \frac{r_{cp} \cdot n^2}{900},$$

$$r_{cp} = \frac{R + r_0}{2} = \frac{400 + 280}{2} = 340 \text{ мм} = 0,34 \text{ м},$$

$$K_p = \frac{0,34 \cdot 1500^2}{900} = 850.$$

2. Рассчитаем скорость осаждения твердых частиц суспензии в центробежном поле:

$$w_{\text{ос.ц.}} = w_{\text{отст.}} \cdot K_p,$$

$$w_{\text{ос.ц.}} = 3,5 \cdot 850 = 29,8 \text{ м/ч.}$$

3. Рассчитаем производительность центрифуги $G_{\text{центр.}}$:

$$G_{\text{центр.}} = 2 \cdot r_m \cdot \pi \cdot L \cdot w_{\text{ос.ц.}}$$

$$G_{\text{центр.}} = 2 \cdot 0,34 \cdot \pi \cdot 1 \cdot 29,8 = 63,6 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

2.4. Центрифуги

2.4.1. Трехколонные центрифуги

Трехколонные центрифуги относятся к числу нормальных отстойных или фильтрующих центрифуг периодического действия с верхней выгрузкой осадка вручную (рис. 2.5).

Разделяемая суспензия загружается в перфорированный ротор 1, внутренняя поверхность которого покрыта фильтровальной тканью или металлической сеткой. Ротор при помощи конуса 2 установлен на валу 3, который приводится во вращение электродвигателем при помощи клиноременной передачи. Жидкая фаза, прошедшая фильтроткань или сетку и отверстия в стенках ротора собирается в дне станины 4, покрытой неподвижным кожухом 5, откуда отводится для дальнейшей обработки.

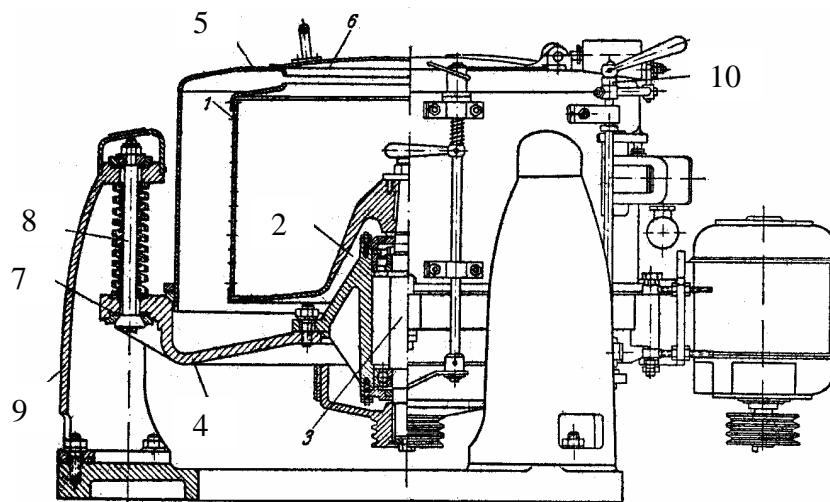


Рис. 2.5. Трехколонная центрифуга

Осадок из центрифуги извлекается вручную, после открытия крышки кожуха 6. В некоторых моделях трехколонных центрифуг извлечение осадка осуществляется снизу. Для смягчения воздействий вибрации на фундамент станина 7 с укрепленным на ней ротором, приводом и кожухом подвешена на пружинах на 3-х колонках 9, расположенных под углом 120° .

Достоинства: простота конструкции, надежность, небольшая высота, хорошая устойчивость, используются для длительного центрифугирования, отсутствует необходимость в особом фундаменте, возможность использования для малых объемов суспензий с восприимчивыми частицами, для суспензий, нуждающихся в долгой промывке и центрифугировании.

Недостатки: периодическое действие, ручная выгрузка осадка (невозможность разделения вредных веществ).

2.4.2. Горизонтальные центрифуги с ножевым устройством для удаления осадка

Горизонтальная центрифуга с ножевым устройством для удаления осадка (рис. 2.6), как и скребковая центрифуга (рис. 2.7), относятся к числу

нормальных отстойных или фильтрующих центрифуг периодического действия с автоматизированным управлением операциями загрузки суспензии, центрифугирования, промывки, механической сушки и разгрузки.

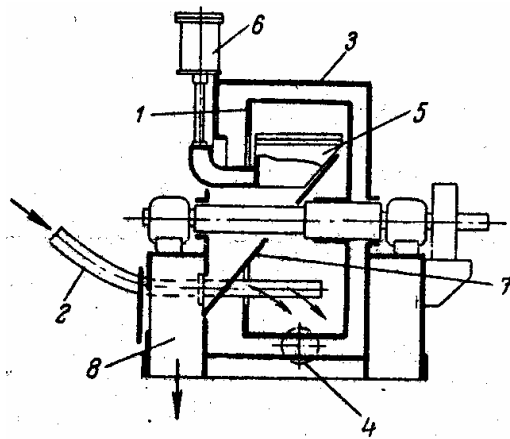


Рис. 2.6. Горизонтальная центрифуга с ножевым устройством для удаления осадка

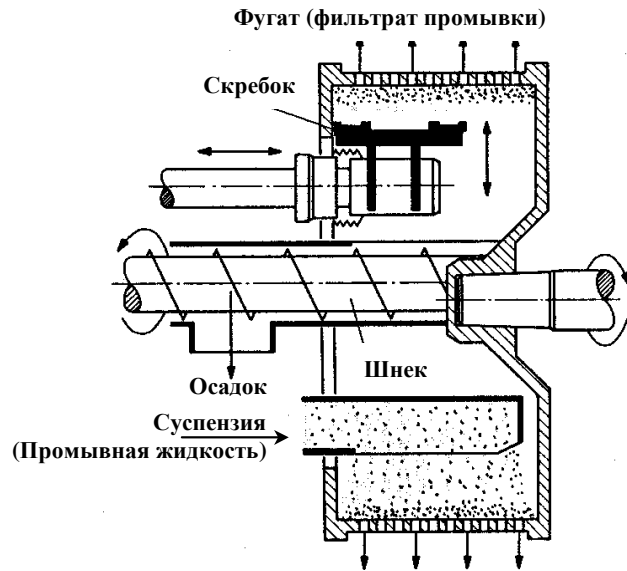


Рис. 2.7. Схема скребковой центрифуги

В горизонтальной центрифуге с ножевым устройством для удаления осадка суспензия поступает в перфорированный ротор 1 по трубе 2 и равномерно распределяется на нем. На внутренней поверхности ротора расположены подкладочные сита, фильтроткань и решетка, обеспечивающая плотное прилегание сит к ротору во избежание их выпучивания. Ротор находится в литом кожухе 3, состоящем из нижней стационарной части и съемной крышки. Фугат удаляется из центрифуги через штуцер 4. Осадок срезается ножом 5 (который поднимается гидравлическим цилиндром 6 или электроприводом), падает в направляющий желоб 7 и удаляется через канал 8.

Центрифуги с ножевым и скребковым устройствами для удаления осадка предназначены для разделения средне- и грубодисперсных суспензий, для разделения больших объемов тяжело обезвоживаемых суспензий с очень мелкими частицами, требующими длительного центрифугирования и интенсивной промывки.

Недостатки: нагруженный ротор, необходимы специальные фундаменты, сложность конструкции и в обслуживании, высокая стоимость.

Достоинства: полная автоматизация процесса разделения, высокая производительность.

2.4.3. Центрифуги с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка

Центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка является нормальной фильтрующей центрифугой с горизонтальным ротором непрерывного действия.

Схема работы центрифуги с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка представлена на рис. 2.8.

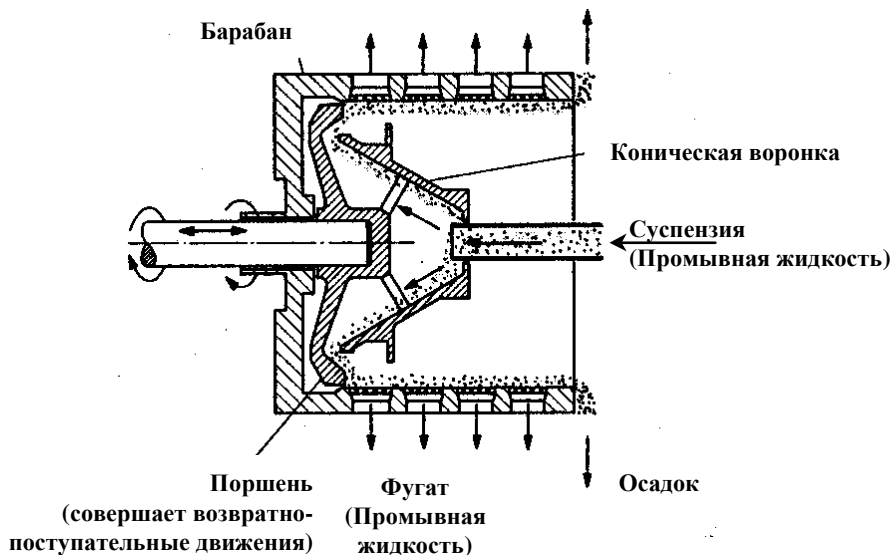


Рис. 2.8. Схема работы центрифуги с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка

Работает центрифуга следующим образом (рис. 2.9). Суспензия по трубе 1 поступает в узкую часть конической воронки 2, перемещается по ее внутренней поверхности и постепенно приобретает скорость, почти равную скорости вращения перфорированного ротора 3, покрытого изнутри щелевым механическим ситом 4. Затем суспензия отбрасывается через отверстие в воронке на внутреннюю поверхность сита в зоне перед поршнем 5. Под действием центробежной силы жидкая фаза проходит сквозь щели сита и удаляется из центрифуги через канал 6. Твердая фаза задерживается на сите в виде осадка и периодически перемещается к краю ротора при движении поршня вправо и затем удаляется из кожуха через канал 7. Направление возвратно-поступательного движения поршня изменяется автоматически за счет воздействия давления масла от шестерчатого насоса на поршень 8.

В центрифугах с устройством для промывки осадка кожух разделен на две секции, через одну из которых отводится промывная жидкость.

Центрифуги с пульсирующим поршнем применяются для обработки грубодисперсных или волоконных легкоразделяемых суспензий, особенно

в тех случаях, когда нежелательно повреждение частиц при его выгрузке, а также для продолжительной промывки осадка.

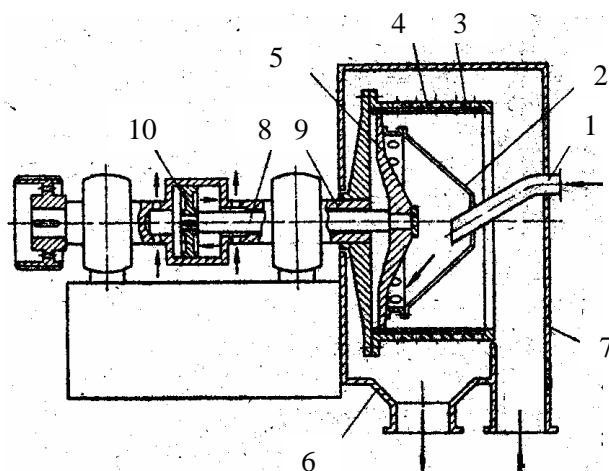


Рис. 2.9. Центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка

Достоинства: непрерывность процесса, высокая степень осушки, высокая производительность, возможность промывки.

Недостаток: невозможность разделения тонкодисперсных суспензий.

2.4.4. Центрифуги со шнековым устройством для удаления осадка

Центрифуги со шнековым устройством для выгрузки осадка (декантер) являются нормальными фильтрующими (рис. 2.10) или отстойными (рис. 2.11, 2.12) центрифугами непрерывного действия с горизонтальным или вертикальным ротором.

Принцип работы горизонтальной осадительной шнековой центрифуги (декантера) осуществляется следующим образом. Суспензия подается через кольцевое пространство между наружной трубой 1 с отверстиями 2 и внутренней трубой 3, предназначенной для подачи промывной жидкости. Через отверстия 4 суспензия попадает в зону между коническим ротором 5 со сплошными стенками и цилиндрическим основанием 6 шнека 7. Ротор находится в кожухе 8 и вращается в полых цапфах 9. Шнековое устройство вращается в цапфах, находящихся внутри цапф ротора, причем скорость вращения шнекового устройства на 1,5 – 2 % меньше скорости вращения ротора. Под действием центробежных сил твердые частицы отбрасываются к стенкам ротора и в виде осадка медленно перемещаются к отверстию 10 в роторе, а затем удаляются через канал 11. При движении в незаполненной части ротора осадок дополнительно уплотняется, вследствие чего содержание жидкости в нем уменьшается.

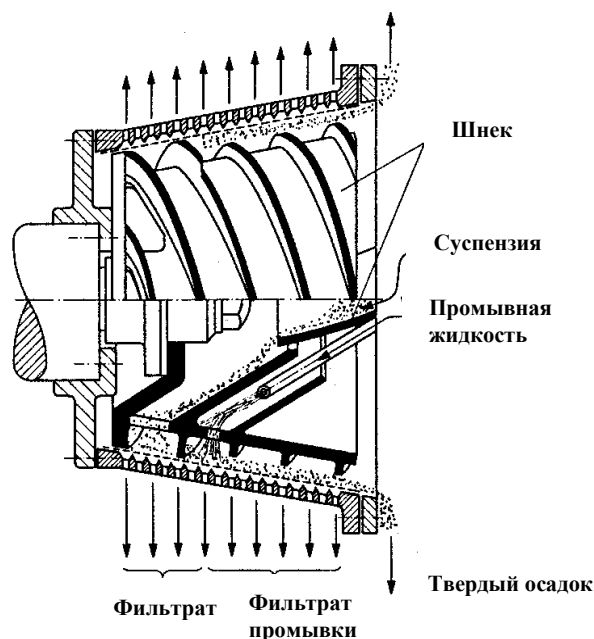


Рис. 2.10. Схема работы фильтрующей центрифуги со шнековым устройством для выгрузки осадка

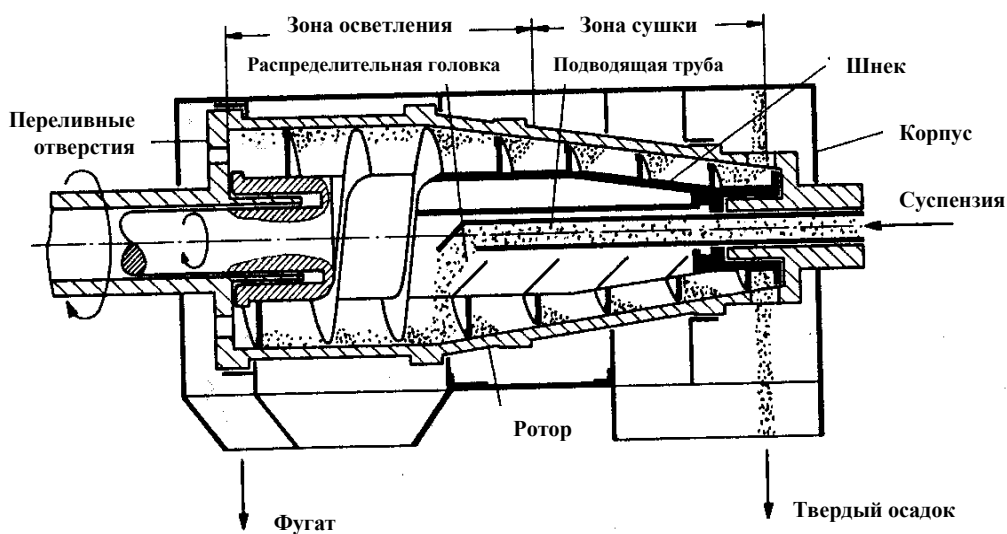


Рис. 2.11. Схема работы осадительной центрифуги со шнековым устройством для выгрузки осадка (декантер)

Осадок может быть промыт путем подачи промывной жидкости по трубе 3. Образовавшийся в процессе разделения фугат по мере накопления отводится через отверстие 12 в канал 13. Привод декантера осуществляется от электродвигателя через ременную передачу и специальный редуктор.

Режим работы центрифуги регулируется изменением числа оборотов ротора и шнека, а также изменением степени открытости отверстий 12. (при этом изменяется продолжительность операций отстаивания).

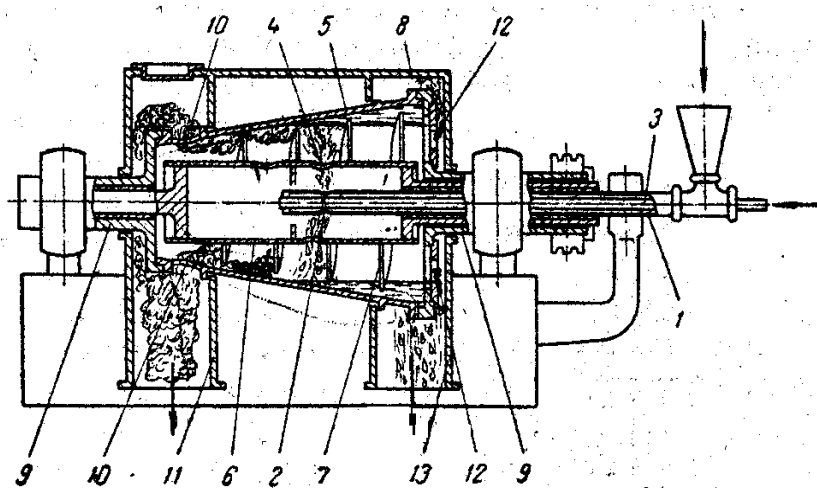


Рис. 2.12. Осадительная центрифуга со шнековым устройством для удаления осадка

Осадительные центрифуги применяются для очистки легкоразделяющихся продуктов с высоким содержанием твердой фазы, для обезвоживания и осветления насыщенных суспензий (например, масляных шламов).

Достоинства: высокая производительность при малой остаточной влажности осадка; возможность разделения тяжелообезвоживаемых уплотняемых суспензий с малой концентрацией твердой фазы; легкость автоматизации.

Недостатки: высокий расход энергии на перемещение осадка и заметное его измельчение.

2.4.5. Центрифуги с инерционной выгрузкой осадка

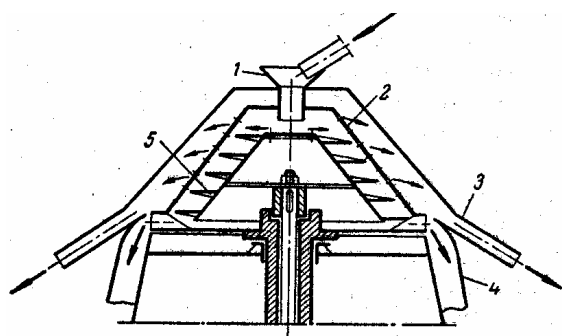


Рис. 2.13. Схема центрифуги с инерционной выгрузкой осадка

Центрифуги с инерционной выгрузкой осадка относят к числу нормальных фильтрующих центрифуг непрерывного действия с вертикальным коническим ротором (рис. 2.13).

Суспензия, содержащая крупнозернистый материал (уголь, руда, песок) поступает через воронку 1, под действием центробежной силы суспензия отбрасывается к коническому ротору 2 с перфорированными стенками. При этом жидкая фаза суспензии проходит через отверстия ротора и удаляется из центрифуги по каналу 3, а твердые частицы задерживаются внутри ротора.

Образовавшийся таким образом слой твердых частиц, угол трения которого меньше, чем угол наклона стенок ротора, перемещается к его нижнему краю и отводится из центрифуги по каналу 4. С целью увеличения продолжительности периода, в течение которого жидкость отделяется от твердых частиц, движение их тормозится шнеком 5, вращающимся медленнее ротора (что достигается за счет зубчатого редуктора).

Центрифуги с инерционной выгрузкой осадка применяются для разделения суспензий крупнозернистых материалов.

Достоинства: простота, непрерывность работы, высокая производительность, бережная работа с осадком. Особенно приспособлена для фильтрации суспензий, содержащих кристаллы (поваренная соль, сульфат аммония и др.)

Недостатки: невозможность регулирования скорости движения осадка вдоль стенок ротора.

2.4.6. Центрифуги с вибрационной выгрузкой осадка

Центрифуги с вибрационной выгрузкой осадка относят к числу нормальных фильтрующих центрифуг с вертикальным или горизонтальным коническим ротором с углом наклона стенок, меньшим угла трения осадка по стенке. Поэтому движение осадка вдоль стенок от узкого конца ротора к широкому под действием центробежной силы невозможно. В данном случае для перемещения обезвоженного осадка в роторе используются вибрации (высокочастотные колебания перфорированного ротора в аксиальном направлении), которые создаются механическим, гидравлическим или электромагнитным устройством. При этом интенсивность вибраций определяет скорость перемещения осадка в роторе и, следовательно, степень обезвоживания осадка.

Конструктивно данные центрифуги схожи с центрифугами с инерционной выгрузкой осадка.

Достоинства: возможностью интенсивностью вибраций регулировать скорость движения осадка вдоль стенок ротора.

2.4.7. Центрифуги с отражательными кольцами

Работа центрифуги с отражательными кольцами (рис. 2.14) по разделению жидкости основана не на принципе фильтрации, а на принципе адгезии. Эта центрифуга особенно подходит для бережного обезвоживания нежных гранул искусственных материалов (например, пластиков, гранул полиэтилена). Несмотря на малое время нахождения в центрифуге (несколько секунд) остаточная влажность осадка мала – до 1 % масс.

Исходная смесь грубодисперсных частиц и воды подается в центрифугу с отражательными кольцами через верхний штуцер в перфорирован-

ный ротор. В перфорированном роторе происходит первичное удаление воды из потока и его разбивка на отдельные гранулы, которые приобретают скорость вращения, многократно отбрасываются к отражательным кольцам и отдают жидкость на поверхность кольца.

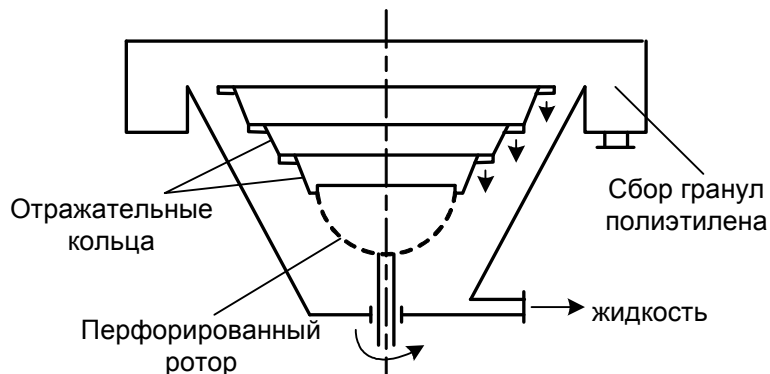


Рис. 2.14. Схема центрифуги с отражательными кольцами

Жидкость перемещается по поверхности кольца под действием центробежных сил к его широкому краю и удаляется через щель между отражательными кольцами. Гранулы перескакивают на вышерасположенные кольца и затем удаляются из верхней части центрифуги шнековым устройством.

2.5. Жидкостные сепараторы

Жидкостные сепараторы относятся к числу отстойных центрифуг непрерывного действия с вертикальным ротором. Используются они для разделения эмульсий, для осветления жидкостей с содержанием твердой фазы не менее 2 – 3 % (иначе осадок не достаточно обезвоживается), а также для классификации частиц и осуществления процесса экстракции.

Центробежная сила возрастает пропорционально радиусу и квадрату числа оборотов ротора.

$$F_{ц} = m \cdot a_{ц} = \frac{m \cdot w^2}{r} = \frac{G \cdot w^2}{g \cdot r},$$

$$w = \omega \cdot r = \frac{2 \cdot \pi \cdot n}{60} \cdot r,$$

$$F_{ц} \approx \frac{G \cdot r \cdot n^2}{900}.$$

Поэтому, для создания большой центробежной силы целесообразнее увеличивать число оборотов ротора, одновременно уменьшая радиус ротора для понижения напряжения в его стенках.

К числу таких центрифуг относятся жидкостные сепараторы, имеющие ротор диаметром 150 – 300 мм, вращающиеся со скоростью 5 000 – 10 000 об/мин.

2.5.1. Жидкостной сепаратор тарельчатого типа

В жидкостном сепараторе тарельчатого типа обрабатываемая смесь в зоне отстаивания разделена на несколько слоев, как это делается в отстойниках для уменьшения пути, проходимого частицей при оседании (рис. 2.15).

Работа жидкостного сепаратора тарельчатого типа осуществляется следующим образом. Эмульсия подается по центральной трубе 1 в нижнюю часть ротора, откуда через отверстия в тарелках 2 распределяется тонкими слоями между ними.

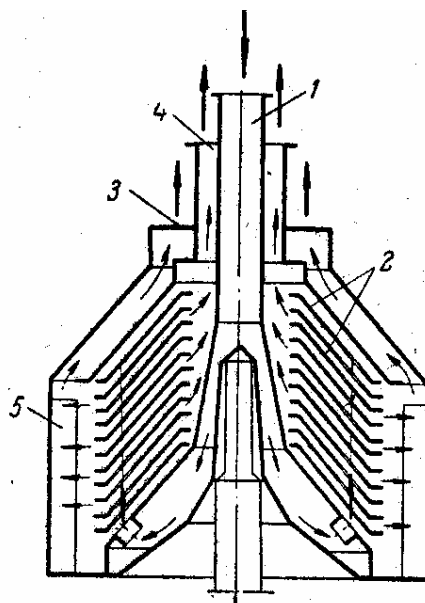


Рис. 2.15. Схема жидкостного сепаратора тарельчатого типа

Толщина тарелок, как правило, составляет 0,5 – 0,75 мм, число от 30 – 100 штук, просвет 1 – 2 мм, угол наклона тарелок 30 – 40°. Более тяжелая жидкость, перемещаясь вдоль поверхности тарелок, отбрасывается центробежной силой к периферии ротора и отводится через отверстие 3. Более легкая жидкость перемещается к центру ротора и удаляется через кольцевой канал 4.

Отверстия в тарелках располагаются ориентировочно по поверхности раздела между более тяжелой и более легкой жидкостями. Чтобы жидкость не отставала от вращающегося ротора, он снабжен ребрами 5. Для той же цели тарелки имеют выступы, которые одновременно фиксируют расстояние между ними.

Жидкостные сепараторы применяют для разделения эмульсий (широко распространены молочные сепараторы), а также для осветления жидкостей с содержанием твердой фазы не менее 2–3 % (иначе осадок не достаточно обезвоживается) (рис. 2.16), классификации частиц и экстракции.

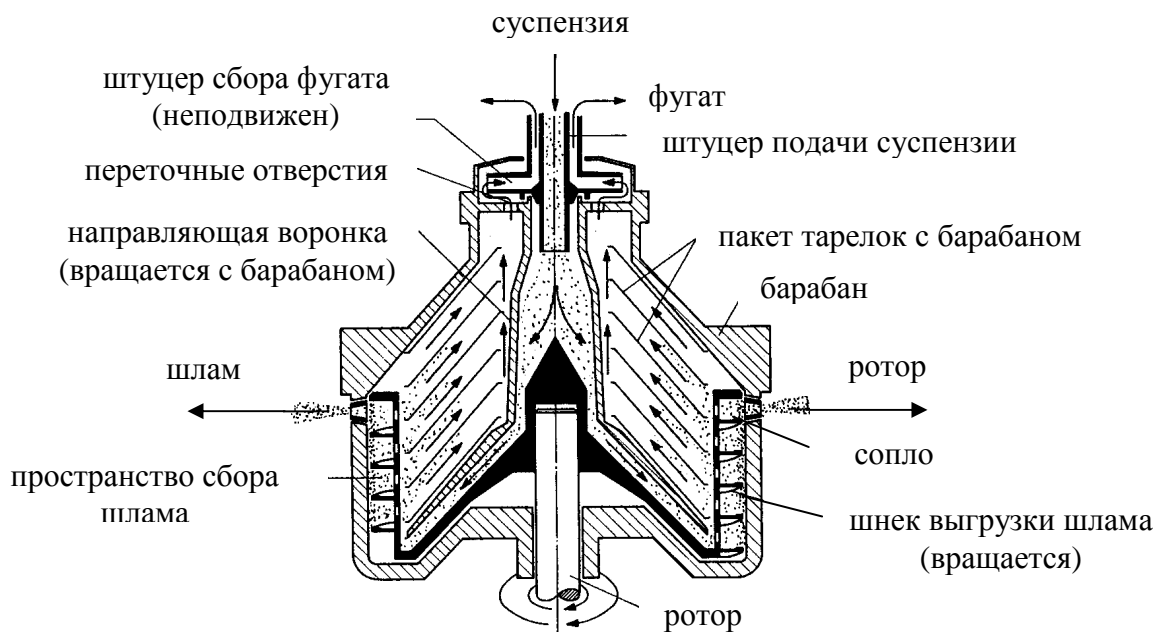


Рис. 2.16. Схема сепаратора тарельчатого типа для разделения суспензий

2.6. Трубчатые сверхцентрифуги

По сравнению с жидкостными сепараторами трубчатые центрифуги снабжены ротором меньшего диаметра не более 200 мм, вращающийся с большей скоростью (число оборотов достигает 45 000 в минуту). Это позволяет получать в трубчатых сверхцентрифугах высокий фактор разделения достигающий 15 000 и более. Для улучшения условий разделения высота трубчатых центрифуг должна в несколько раз превышать их диаметр. Вследствие этого путь жидкости в роторе удлиняется.

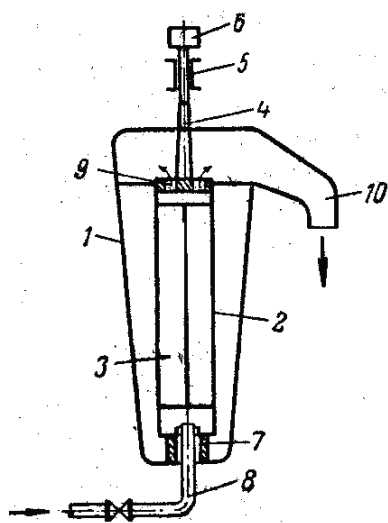


Рис. 2.17. Схема трубчатой сверхцентрифуги

В кожухе 1 (рис. 2.17) расположен ротор 2 с глухими стенками, внутри которого имеются радиальные лопасти 3, препятствующие отставанию жидкости от стенок ротора при его вращении. Верхняя часть ротора жестко соединена с коническим шпинделем 4, который подвешен на опоре 5 и приводится во вращение при помощи шкива 6. В нижней части ротора расположен эластичный направляющий подпятник 7, через

который проходит труба 8 для подачи суспензии. При движении суспензии в роторе вверх на стенках его оседают твердые частицы, причем осветленная жидкость отводится через отверстия 9 в трубу 10. По истечении определенного времени сверхцентрифугу останавливают и удаляют осадок, накопившийся в роторе.

Более сложные конструкции трубчатых сверхцентрифуг позволяют отдельно отводить расслоившиеся жидкости.

Сверхцентрифуги широко применяются для разделения тонкодисперсных систем (например, осветления лаков), суспензий с незначительным содержанием твердой фазы, а также для разделения эмульсий.

К достоинствам сверхцентрифуг относят низкую конечную влажность осадка (за счет уплотнения при высоких значениях фактора разделения) и возможность обработки жидкостей, требующих герметизации оборудования.

2.7. Гидроциклоны

Гидроциклоны – аппараты, предназначенные для разделения суспензий под действием центробежных сил и не имеющие вращающихся частей.

Корпус гидроциклона состоит из верхней короткой цилиндрической части 1 и удлиненного конического днища 2 (см. рис. 2.2). Суспензия подается тангенциально через штуцер 3 в цилиндрическую часть 1 корпуса и приобретает интенсивное вращательное движение. Под действием центробежных сил наиболее крупные твердые частицы перемещаются к стенкам аппарата и концентрируются во внешних слоях вращающегося потока. Затем они движутся по спиральной траектории вдоль стенок гидроциклона вниз к штуцеру 4, через который отводятся в виде сгущенной суспензии (шлама). Осветленная жидкость, или слив, удаляется через патрубок 5, укрепленный на перегородке 6, и штуцер 7.

Гидроциклоны применяются для осветления или обогащения суспензий, классификации твердых частиц на фракции по размерам зерен диаметром от 5 до 150 мкм. Применяемые в качестве классификаторов гидроциклоны имеют диаметр 300 – 350 мм и высоту 1 000 – 1 200 мм. Для сгущения суспензий используются гидроциклоны диаметром 100 мм и менее, для сгущения и осветления тонких суспензий – диаметром 10 – 15 мм.

Производительность гидроциклонов приблизительно может быть рассчитана по уравнению

$$Q = 3,19 \cdot d_{cl} \cdot D \cdot \sqrt{\Delta p},$$

где Q – производительность гидроциклона, м³/ч;
 $d_{сл}$ – диаметр сливного патрубка, м;
 D – диаметр цилиндрической части циклона, м;
 Δp – перепад давлений в гидроциклоне, Па.

К достоинствам гидроциклонов относят высокую производительность, отсутствие движущихся частей, компактность, простоту и легкость обслуживания, относительно небольшую стоимость, а также широкую область применения (сгущение, осветление и классификация). Гидроциклоны, используемые в качестве классификаторов, обеспечивают то же качество разделения, что и механические классификаторы, но имеют большую производительность. Кроме того, в гидроциклонах может быть достигнута более тонкая сепарация с большей плотностью слива и без укрупнения (флокуляции) мелких частиц.

Недостатком гидроциклонов является сравнительно быстрый износ отдельных его частей, прежде всего корпуса. Для уменьшения износа гидроциклоны часто изготавливают со сменной футеровкой из износостойких материалов (резины, специальной керамики, пластмасс, металлических сплавов и др.).

Тема 3 РЕАКТОРЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

3.1. Общие положения о химических реакторах

Основное содержание химической технологии составляет многочисленные и разнообразные процессы химического превращения вещества. Они осуществляются в специальных аппаратах, которые носят название реакторов или реакторных устройств.

В широком смысле слова химическим реактором можно считать любой аппарат (или устройство), в котором имеет место химическая реакция. Однако не всегда такие аппараты используются для получения непосредственно вещества (химического продукта). Например, газовая горелка, двигатель внутреннего сгорания, аккумулятор необходимы лишь для получения одного из эффектов: теплового, механического, электрического и т.д.

Химическими реакторами принято считать аппараты, в которых осуществляются химические процессы с целью получения определенного вещества в рамках одного технологического процесса.

Химический реактор является основным элементом аппаратурного оформления всего производственного процесса, от его совершенства в значительной степени зависит эффективность всего производства.

Показателями эффективности функционирования реактора являются: степень превращения исходных веществ, выход целевого продукта, селективность, производительность и интенсивность.

Производительность реактора выражается количеством продукта, образованным в единице объема реактора за единицу времени. Производительность определяется, прежде всего, скоростью, с которой развивается процесс. Обычно химическая реакция, проводимая в реакторе, сопровождается физическими явлениями массопередачи. Поэтому в отличие от скорости химической реакции пользуются понятием общей (глобальной) скорости процесса. Общую скорость получают суммированием скоростей всех химических и физических этапов процесса по определенным законам.

Цель функционирования реактора – получение заданного количества необходимого продукта определенного качества при соблюдении следующих основных требований:

- 1) достижение высоких показателей эффективности функционирования реактора;
- 2) создание и поддержание необходимых условий проведения процессов;

- 3) обеспечение устойчивости и стабильности режимов, высокой надежности функционирования реактора;
- 4) простота конструкции, подготовки и эксплуатации, управления и ремонта;
- 5) низкие энергетические затраты;
- 6) малая стоимость и материалоемкость;
- 7) соответствие необходимым условиям техники безопасности, промышленной экологии и эстетики.

Промышленные химические реакторы отличаются большим разнообразием. На конструкцию реактора и связанного с ним оборудования решающим образом влияет характер проводимой в нем реакции:

- реакция при высокой температуре и давлении;
- реакция на катализаторе;
- обратимые реакции.

3.1.1. Классификация химических реакций

Для химических реакций принято несколько классификаций, основанных на критериях молекулярности, порядка, гомогенности, сложности и теплового эффекта.

Молекулярность и суммарный порядок реакции иногда совпадают. В этом случае стехиометрическое уравнение простой реакции соответствует ее механизму.

По *агрегатному состоянию взаимодействующих веществ (гомогенности)* реакции могут быть разделены на гомогенные и гетерогенные. В гомогенных реакциях участвует одна фаза (газообразная или жидкая). В гетерогенных реакциях – две или более фаз.

По *сложности* различают реакции простые и сложные.

Простые реакции:

- необратимые ($A \rightarrow B$);
- обратимые ($A \leftrightarrow B$).

Сложные реакции:

- параллельные ($A \rightarrow B$; $A \rightarrow C$);
- последовательные ($A \rightarrow B$; $B \rightarrow C$);
- смешанные (параллельные и последовательные) ($A+B \rightarrow C$; $B+C \rightarrow D$).

К сложным реакциям можно также отнести цепные реакции.

По *тепловому эффекту* реакции классифицируют на эндотермические, идущие с поглощением тепла, и экзотермические, протекающие с выделением тепла.

3.1.2. Классификация химических реакторов

Рассматривая все многообразие реакционных устройств, применяемых в настоящее время в химической промышленности, можно сделать вывод о том, что во всех реакторах имеют место определенные физические процессы (гидродинамические, тепловые и диффузионные), с помощью которых создаются оптимальные условия для проведения собственно химического превращения вещества (химической реакции). Для осуществления этих физических процессов реактор имеет в своем устройстве конструктивные элементы, широко применяемые в аппаратах для проведения собственно физических процессов (мешалки, контактные устройства, теплообменники и т.д.).

Поэтому все химические реакторы можно рассматривать как аппараты комплексные, состоящие из известных конструктивных элементов, большинство из которых отдельно используется для проведения технологических операций, не сопровождающихся химическим превращением перерабатываемых веществ.

Критериями, по которым классифицируют реакционную аппаратуру, является периодичность или непрерывность процесса, его гидродинамический и тепловой режимы, физические свойства взаимодействующих веществ.

По *принципу организации процесса* химическая реакционная аппаратура может быть разделена на три группы:

- непрерывного действия;
- периодического действия;
- полунепрерывного действия.

Реакторы непрерывного действия по *гидродинамическому режиму* подразделяют на аппараты:

- полного вытеснения;
- полного смешения;
- промежуточного типа.

По *тепловому режиму* работы реакторы делят на следующие типы:

- изотермический реактор;
- адиабатический реактор;
- реактор с программированным тепловым режимом.

Изотермический режим проще всего осуществляется в аппаратах полного смешения. Адиабатический режим реактора характеризуется условиями, при которых отсутствует теплообмен через его внешние и внутренние ограждающие поверхности.

По *конструктивным особенностям* классификация реакторов объединяет всю реакционную аппаратуру в следующие группы:

- типа реакционной камеры;
- типа колонны;
- типа теплообменника;
- типа печи.

По *фазовому состоянию реагирующих веществ в реакторе*:

- гомогенные;
- гетерогенные.

К важнейшим из факторов, определяющих устройство реактора, можно отнести следующие: агрегатное состояние исходных веществ и продуктов реакции, а также их химические свойства; температуру и давление, при которых протекает процесс; тепловой эффект процесса и скорость теплообмена; интенсивность перемешивания реагентов; непрерывность или периодичность процесса; удобство монтажа и ремонта аппарата, простоту его изготовления; доступность конструкционных материалов и т.д.

При оценке работы реактора очень важно знать основные его характеристики: степень превращения, выход и селективность (избирательность), определяемые с помощью следующих соотношений:

$$\text{степень превращения} = \frac{\text{моли превращенного реагента}}{\text{моли реагента в питании}} \cdot 100 \% ;$$

$$\text{выход} = \frac{\text{моли реагента, превращенного в целевой продукт}}{\text{моли превращенного реагента}} \cdot 100 \% ;$$

$$\text{селективность} = \frac{\text{моли реагента, превращенного в целевой продукт}}{\text{моли реагента в питании}} \cdot 100 \% .$$

3.1.3. Скорость реакции и степень превращения

Важными показателями эффективности реакционных процессов являются скорость реакции и степень превращения.

Скоростью реакции v называется изменение концентрации dc про-реагировавшего реагента (вещества) в единицу времени $d\tau$:

$$v = -\frac{dc}{d\tau} .$$

Исходя из представлений о кинетике реакции, скорость химической реакции также можно записать следующим образом:

$$-\frac{dC}{d\tau} = K \cdot C_{A_1}^{\alpha_1} \cdot C_{A_2}^{\alpha_2} ,$$

где K – константа скорости реакции, c^{-1} ;

α_1, α_2 – порядок реакции соответственно по компонентам A_1 и A_2 .

Это уравнение называется кинетическим уравнением химической реакции. Знак « \leftarrow » показывает, что концентрация вещества уменьшается во времени.

Степень превращения x – характеристика, равная отношению числа прореагировавших молей компонентов к первоначальному их числу:

$$x = \frac{N_H - N_K}{N_H},$$

где N_H и N_K – число молей расходуемого вещества в исходном потоке и в продуктах реакции.

Для реакций, протекающих при постоянном объеме, степень превращения равна отношению прореагировавшего вещества к количеству исходного:

$$x = \frac{c_H - c_K}{c_H},$$

где c_H и c_K – соответственно начальная и конечная концентрация исходного (расходуемого) вещества.

Время пребывания (реагирования) компонентов – показатель, связанный со степенью превращения и выходом продукта; он определяет необходимые размеры реакторов.

Для жидкостных реакционных процессов течение реакции во времени обычно представляют графически или описывают кинетическими уравнениями. Если по оси абсцисс откладывать время τ , а по оси ординат – концентрацию c , то кривые для уравнений реакций 0, 1 и 2-го порядка имеют следующий вид (рис. 3.1).

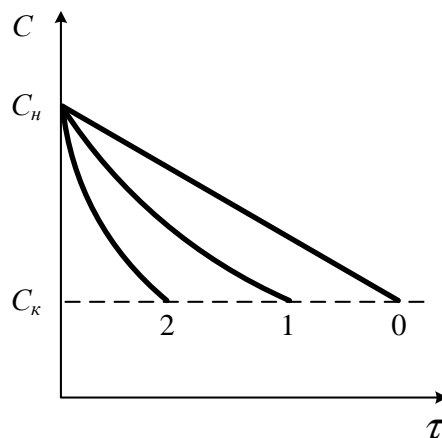


Рис. 3.1. Зависимости концентрации исходного вещества c от времени реакции τ

Пользуясь этими кинетическими кривыми, можно построить зависимость в координатах скорость реакции – концентрация для уравнений реакций 0, 1 и 2-го порядка (рис. 3.2).

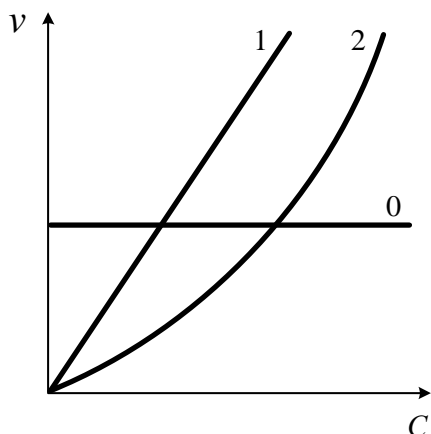


Рис. 3.2. Зависимости скорости реакции V от концентрации c для реакций 0, 1 и 2-го порядка

Зависимость скорости реакции от концентрации для уравнений реакций 0, 1 и 2-го порядка описываются следующими уравнениями:

- для реакции 0-го порядка $v_0 = \frac{dc}{d\tau} = -k_0$;
- для реакции 1-го порядка $v_1 = \frac{dc}{d\tau} = -k_1 \cdot c$;
- для реакции 2-го порядка $v_2 = \frac{dc}{d\tau} = -k_2 \cdot c^2$.

Здесь k_0, k_1, k_2 – константы скорости химических реакций. Знак « $-$ » показывает, что концентрация вещества уменьшается во времени.

По этим уравнениям можно рассчитать время реакции:

- для реакции 0-го порядка

$$-\int_{c_H}^{c_K} \frac{dc}{k_0} = \int_0^{\tau} d\tau, \text{ откуда } \tau = \frac{c_H - c_K}{k_0};$$

- для реакции 1-го порядка

$$-\frac{1}{k_1} \int_{c_H}^{c_K} \frac{dc}{c} = \int_0^{\tau} d\tau, \text{ откуда } \tau = \frac{1}{k_1} \ln \frac{c_H}{c_K};$$

- для реакции 2-го порядка

$$-\frac{1}{k_2} \int_{c_H}^{c_K} \frac{dc}{c^2} = \int_0^{\tau} d\tau, \text{ откуда } \tau = \frac{1}{k_2} \left(\frac{1}{c_K} - \frac{1}{c_H} \right) = \frac{1}{k_2} \left(\frac{c_H - c_K}{c_H \cdot c_K} \right).$$

Если реакция имеет промежуточный порядок, её продолжительность удобно определять по кинетической кривой (рис. 3.3).

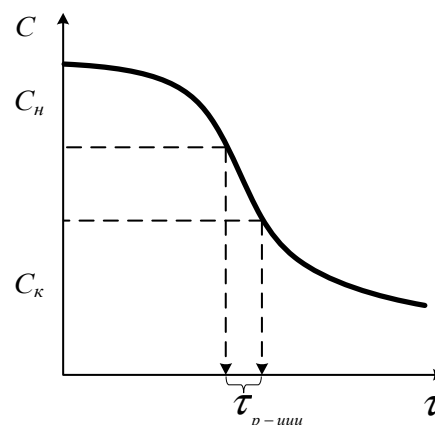


Рис. 3.3. Определение продолжительности реакции, имеющей промежуточный порядок

Скорость реакции зависит от свойств взаимодействующих реагентов, концентрации реакционной системы и температуры. Для одной и той же химической реакции только два фактора могут изменяться, а свойства реагентов (теплота, химическая активность и т.д.) остаются теми же.

3.1.4. Влияние температуры на скорость реакции

Скорость реакции зависит от температуры через константу скорости. Зависимость константы скорости химической реакции от температуры достаточно точно описывается уравнением Аррениуса:

$$k = k_0 \cdot e^{-E/(R \cdot T)},$$

где k – константа скорости реакции (или удельная скорость реакции);

k_0 – константа, характеризующая реакцию (фактор частоты);

E – энергия активации, кДж/кмоль;

R – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К);

T – абсолютная температура, при которой происходит реакция, К.

Характер изменения скоростей химических реакций от температуры зависит от типа реакций. Для диффузионной области влияние температуры на скорость химической реакции не существенно, поскольку в данном случае большее влияние оказывает гидродинамика.

Обратимые реакции имеют максимальную скорость при определенных температурах, часто оптимальных. При такой температуре скорость обратной реакции возрастает быстрее, чем скорость прямой реакции, так что общая скорость реакции уменьшается. Скорость экзотермической реакции с ростом температуры уменьшается, а эндотермической – увеличивается.

3.1.5. Влияние давления на скорость реакции

В том случае, если в реакции участвуют газы или пары и в ходе реакции уменьшается число молекул, то скорость реакции увеличивается с

ростом давления, и, наоборот, если в ходе реакции число молекул увеличивается, то скорость реакции с ростом давления будет уменьшаться.

3.2. Модели идеальных реакторов

Существуют две модели идеальных реакторов:

– *модель идеального вытеснения* – все частицы движутся в одном направлении не перемешиваясь с движущимися спереди и сзади (движение подобно твердому поршню). Время пребывания всех частиц в аппарате одинаково, а концентрация плавно изменяется по длине реактора L от c_n до c_k (рис. 3.4, *а*), т.к. последующие реакционные объемы реагирующих веществ не смешиваются с предыдущим, а полностью вытесняются.

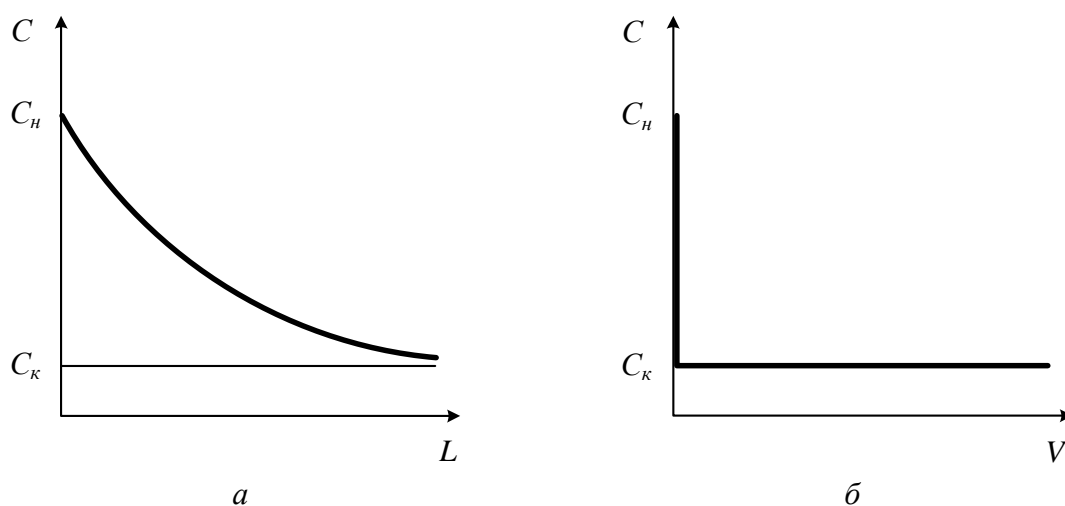


Рис. 3.4. Изменение концентрации C исходного вещества по длине L реактора идеального вытеснения (*а*) и в объеме V реактора идеального смешения (*б*)

Реактор идеального вытеснения характеризуется переменной концентрацией реагирующих веществ по длине аппарата, наибольшей разницей концентраций на входе и выходе из реактора и, следовательно, наибольшей средней движущей силой процесса.

Практически к гидродинамическому режиму идеального вытеснения можно приблизиться в реакторе с малым диаметром и большой длиной при относительно высоких скоростях движения реагирующих веществ. Примером реактора, близкого по режиму к реактору идеального вытеснения является трубчатый реактор, у которого отношение длины к внутреннему диаметру $L/D \geq 20$.

Реакторы идеального вытеснения находят широкое применение для проведения как гомогенных, так и гетерогенных каталитических

процессов (например, окисление NO в NO_2 , SO_2 в SO_3 , синтез аммиака и метилового спирта, хлорирование этилена, сульфирование пропилена и бутилена и т.д.).

– модель идеального смешения – поступающие частицы сразу полностью перемешиваются с находящимися в реакторе и равномерно распределяются во всем объеме. Концентрация от c_n до c_k изменяется скачком (мгновенно). Значение технологических параметров (температура, концентрация, плотность) одинаковы во всем объеме реактора V (рис. 3.4, б).

Примером реактора идеального смешения являются аппараты с мешалкой (рис. 3.5, а), аппараты с кипящим слоем.

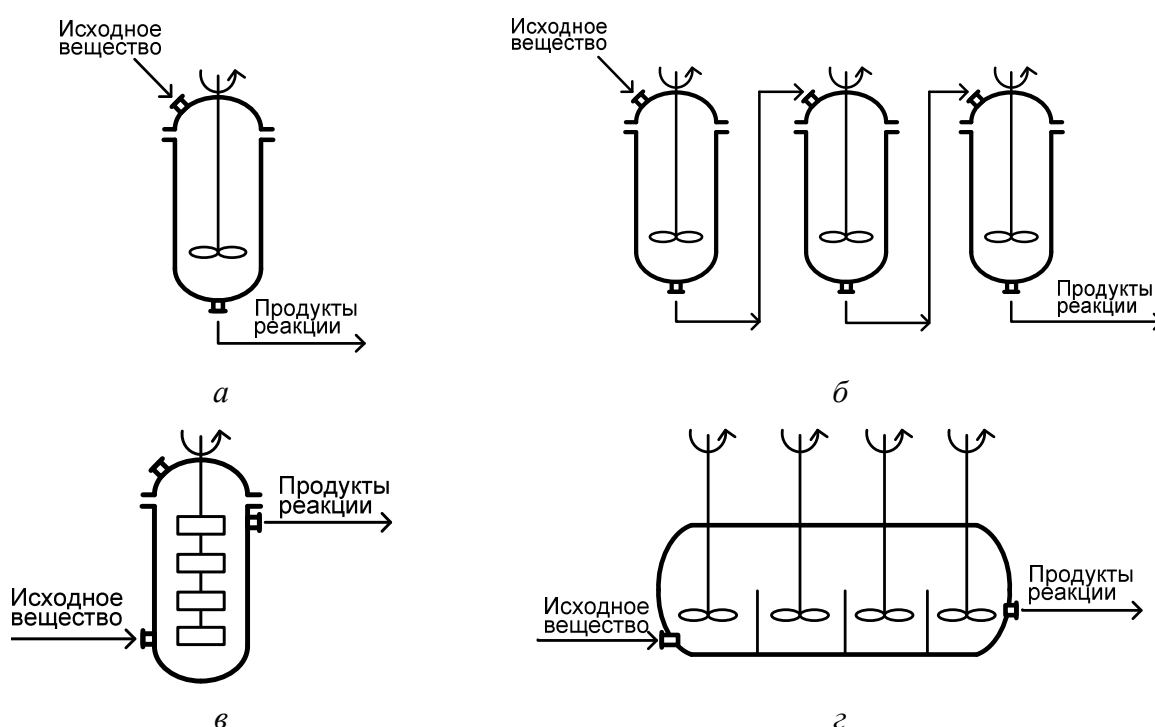


Рис. 3.5. Реакторы идеального смешения:

а – одноступенчатый аппарат; б – батарея аппаратов смешения; в – вертикальный многоступенчатый аппарат; г – многосекционный горизонтальный аппарат

Реактор идеального смешения обычно снабжен каким-либо перемешивающим устройством и характеризуется постоянством концентрации реагирующих веществ во всем объеме реактора в данный момент времени, вследствие практически мгновенного смешения реагирующих веществ в реакционном объеме.

Поэтому изменение концентрации реагирующих веществ на входе в реактор носит скачкообразный характер. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате будет меньше, чем в аппарате полного вытеснения.

Реакторы этого типа наиболее широко применяются для проведения таких процессов, как сульфирование, полимеризация и т.д.

В некоторых случаях процесс химического превращения вещества проводится не в одном аппарате смешения, а в нескольких таких аппаратах, соединенных последовательно. Такая система, состоящая в некоторых случаях из 20 и более аппаратов, получила название каскада реакторов. В каскаде реакторов изменение концентрации реагирующих веществ носит ступенчатый характер, т.к. продукт реакции предыдущего аппарата является исходным реагирующим веществом в последующем аппарате. В некоторых случаях режим, близкий к режиму каскада реакторов, организуется в одном реакционном аппарате (рис. 3.5, в, з).

Гидродинамический режим работы каскада реакторов является промежуточным и зависит от числа аппаратов; с увеличением числа реакторов в каскаде он приближается к режиму вытеснения, а при уменьшении – к режиму смешения.

В каскаде увеличивается время пребывания реагирующих веществ по сравнению с одним реактором смешения, а также возрастает выход продукта реакции по сравнению с реактором вытеснения.

В реакторе промежуточного типа нельзя осуществлять полностью ни один из перечисленных выше гидродинамических режимов движения реагирующих веществ. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате больше, чем в аппарате полного смешения, но меньше, чем в аппарате полного вытеснения. Следует отметить, что значительная часть реакционной химической аппаратуры работает именно в этом гидродинамическом режиме.

Реакторы промежуточного типа применяют в тех случаях, когда процесс химического превращения вещества сопровождается большим тепловым эффектом или протекает при высоких концентрациях реагирующих веществ, а также в случае, когда одно из реагирующих веществ имеет низкую скорость растворения в реакционной смеси.

3.3. Расчет реакторов

3.3.1. Расчет реакторов периодического действия

Основным условием целесообразности применения реакторов периодического действия является большая продолжительность времени реакции по сравнению со временем вспомогательных операций, которая характеризуется временным КПД.

Временной кпд η_τ можно определить по формуле

$$\eta_\tau = \frac{\tau_p}{\tau_u} = \frac{\tau_p}{\tau_p + \tau_{всп}} > 0,75,$$

где τ_u – время реакционного цикла;

τ_p – время реакции;

$\tau_{всп}$ – время вспомогательных операций,

$$\tau_{всп} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4,$$

где τ_1, τ_4 – время соответственно загрузки и выгрузки реакционной массы;

τ_2, τ_3 – время соответственно нагрева и охлаждения реактора с реакционной массой.

Расчет реакторов сводится к определению числа аппаратов z при заданном их объеме V_p и объемной производительности V_c :

$$z = \frac{V_c \cdot (1 + a) \cdot \tau_u}{V_p \cdot \varphi},$$

где φ – коэффициент заполнения (для обычных непенящихся жидкостей $\varphi = 0,7 - 0,8$; для пенящихся жидкостей $\varphi = 0,4 - 0,6$);

a – коэффициент запаса производительности, учитывающий время ремонта оборудования (для невысокого давления и температуры $a = 0,1 - 0,15$; для высокого давления и температуры $a = 0,2 - 0,25$).

Время загрузки и выгрузки τ_1 и τ_4 в предварительных расчетах принимается $(0,1 - 0,3) \cdot \tau_{всп}$.

Продолжительность разогрева и охлаждения τ_2 и τ_3 при известной поверхности реактора F рассчитывается из основного уравнения теплопередачи $Q = K \cdot F \cdot \tau \cdot \Delta t$:

$$\tau_{2,3} = \frac{Q_{2,3}}{F \cdot K_{2,3} \cdot (\Delta t)_{2,3}}.$$

Тепловую нагрузку поверхности теплообмена Q_F можно рассчитать по следующему уравнению

$$Q_F = \pm Q_p + Q_N - Q_{ном},$$

где Q_p – теплота реакции;

Q_N – количество тепла, выделяемое при работе перемешивающих устройств $Q_N = N$;

$Q_{ном}$ – потери тепла в окружающую среду, $Q_{ном} = (0,1 - 0,15) \cdot Q_p$.

Тепло реакции рассчитывается при максимальной скорости химической реакции:

$$Q_p = q_p \cdot V_p \cdot \Phi \cdot \rho \cdot \left(\frac{dc}{d\tau} \right)_{\max},$$

где q_p – удельная теплота реакции при превращении 1 кг продукта, Дж/кг;

V_p – объем реактора, м³;

ρ – плотность кг/м³;

$\left(\frac{dc}{d\tau} \right)_{\max}$ – максимальная скорость реакции.

Для реакций 0, 1 и 2-го порядков тепло реакции рассчитывается по формулам:

$$Q_{p0} = q_p \cdot V_p \cdot \Phi \cdot \rho \cdot k_0,$$

$$Q_{p1} = q_p \cdot V_p \cdot \Phi \cdot \rho \cdot (k_1 \cdot c_n),$$

$$Q_{p2} = q_p \cdot V_p \cdot \Phi \cdot \rho \cdot (k_2 \cdot c_n^2).$$

По тепловой нагрузке проверяется величина теплообменной поверхности реактора и в том случае, если этой поверхности будет недостаточно, необходимо в аппарат встраивать дополнительный змеевик или устанавливать дополнительные выносные теплообменники.

3.3.2. Расчет реакторов непрерывного действия

В основу расчета реактора непрерывного действия положена модель аппарата идеального смешения, согласно которой в любой точке аппарата и на выходе из него концентрации реагирующих веществ одинаковы и постоянны во времени.

Принимая это условие, можно заключить, что скорость химических превращений в аппарате периодического действия выше, чем в аппарате непрерывного действия, в котором скорость химической реакции изменяется (уменьшается) с изменением концентрации исходного реагента от c_0 до c_k .

Рассмотрим это на рис. 3.6.

В аппарате непрерывного действия время реакции

$$\tau_{p.n.} = \frac{c_0 - c_k}{\left(\frac{dc}{d\tau} \right)_n}.$$

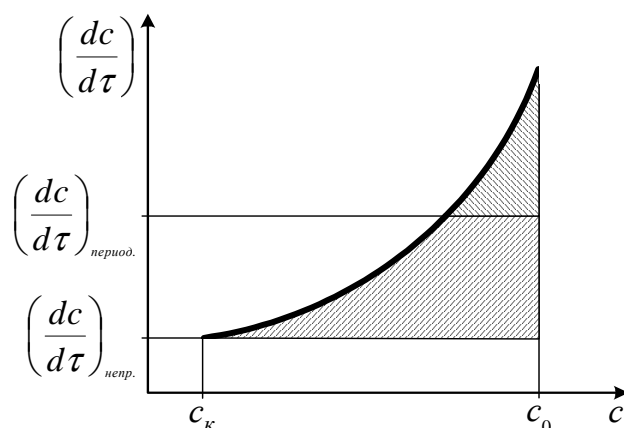


Рис. 3.6. Определение скорости химических превращений в аппарате периодического (n) и непрерывного (n) действия

Для аппаратов периодического действия:

$$\tau_{p.n.} = \frac{c_0 - c_k}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_n},$$

$$\tau_{p.n.} > \tau_{p.n.}$$

Время пребывания реакционной смеси в аппарате τ_{np} должно быть равно времени реакции τ_p :

$$\tau_{np} = \tau_p = \frac{V_{жс}}{Q_{c(n,n)}}$$

где $V_{жс}$ – объем реакционной смеси в реакторе;

$Q_{c(n,n)}$ – производительность реактора (периодического или непрерывного).

При условии, что для получения одинаковой производительности при периодическом и непрерывном процессе ($V_{c(n)} = V_{c(n)}$) время реакции должно быть равно времени пребывания, объем аппарата непрерывного действия должен быть больше

$$\frac{\tau_{p(n)}}{\tau_{p(n)}} = \frac{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_n}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_n} = \frac{V_{жс(n)}}{V_{жс(n)}}.$$

Причем увеличение объема реактора может быть значительным и поэтому выгоднее один аппарат непрерывного действия большего объема заменить на несколько аппаратов меньшего объема (каскад реакторов).

При этом суммарный объем нескольких аппаратов будет меньше объема одного реактора.

Рассмотрим работу каскада последовательно соединенных реакторов непрерывного действия и сравним его с работой аппарата непрерывного действия (рис. 3.7).

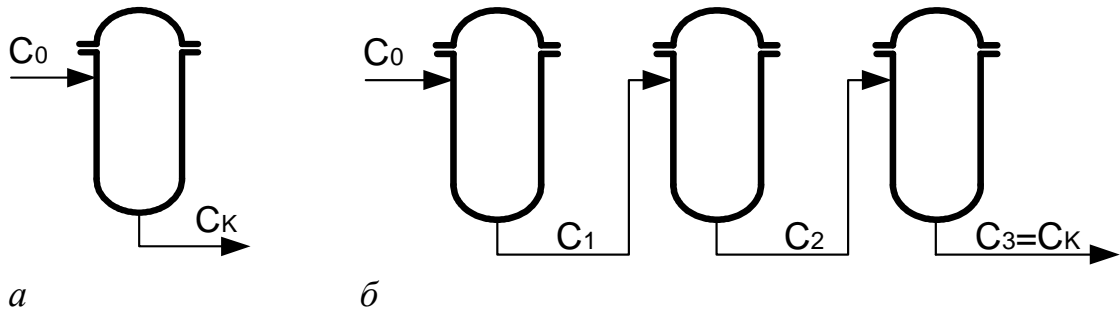


Рис. 3.7. Схема работы реактора непрерывного действия (а) и каскада последовательно соединенных реакторов непрерывного действия (б)

Для каскада реакторов, представленных на этом рис., концентрация реагирующего вещества на выходе из третьего реактора каскада должна равняться конечной концентрации реагирующего вещества на выходе из одиночного аппарата непрерывного действия $c_3 = c_K$. Следовательно, скорость реакции в третьем (последнем) реакторе каскада будет равна скорости реакции в одиночном аппарате непрерывного действия $\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_3 = \left(\frac{dc}{d\tau}\right)_K$ (рис. 3.8).

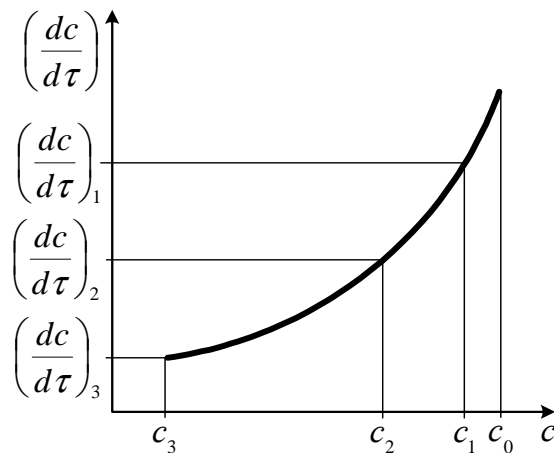


Рис. 3.8. Скорости химических реакций в последовательно соединенных реакторах каскада:

$\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_1, \left(\frac{dc}{d\tau}\right)_2, \left(\frac{dc}{d\tau}\right)_3, c_1, c_2, c_3$ – соответственно скорости реакций и концентрация реагирующего вещества на выходе в первом, втором и третьем реакторах каскада

Общее время пребывания исходной смеси в каскаде реакторов равно сумме времени пребывания реагентной смеси в каждом реакторе каскада:

$$\tau_{\text{каскада}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3,$$

$$\tau_{\text{каскада}} = \frac{c_0 - c_1}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_1} + \frac{c_1 - c_2}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_2} + \frac{c_2 - c_3}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_3}.$$

Из графика видно, что

$$\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_1 > \left(\frac{dc}{d\tau}\right)_2 > \left(\frac{dc}{d\tau}\right)_3.$$

Для одиночного реактора непрерывного действия концентрация изменилась бы от значения c_0 до $c_3 = c_k$, тогда время пребывания жидкости в одиночном реакторе τ_1 рассчитаем как

$$\tau_1 = \frac{c_0 - c_3}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_{k=3}},$$

а скорость реакции в одиночном реакторе будет равна $\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_3$. Следовательно, общее время пребывания исходной смеси в каскаде реакторов будет меньше общего времени пребывания жидкости в одиночном реакторе, т.е.

$$\tau_{\text{каскада}} < \tau_1.$$

3.3.3. Графический метод расчета каскада реакторов

Исходными данными для расчета каскада реакторов являются кинетические кривые, начальные и конечные концентрации и производительность установки (объем реактора). Метод расчета основан на том, что в каждом аппарате каскада время пребывания реагентной смеси, т.е. время реакции постоянно $\tau_p = \text{const}$.

Для любого i -го реактора

$$\text{tg}\alpha = \frac{1}{\tau_p} = \frac{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_i}{(c_{i-1} - c_i)} = \text{const}.$$

Время реакции

$$\tau_p = \frac{(c_{i-1} - c_i)}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_i} = \frac{V_{\text{ж}i}}{Q_c},$$

где $V_{жi}$ – объем жидкости в i -том реакторе.

По известной производительности Q_c и выбранному объему реактора $V_{жс} = V_p \cdot \varphi$ (φ – коэффициент заполнения) определяют время реакции τ_p , берут его обратную величину, а затем рассчитывают угол α . Из точки, соответствующей начальной концентрации, проводится прямая под углом α до пересечения с кинетической кривой (рис. 3.9). Точка пересечения будет соответствовать начальной концентрации реагирующего вещества второго реактора. Построение повторяется таким методом до получения величины необходимой степени превращения.

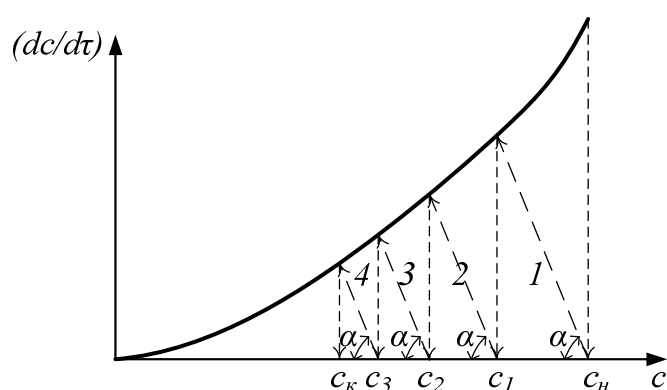


Рис. 3.9. Графический метод расчета каскада реакторов

Число реакторов, полученных при построении, соответствует количеству реакторов идеального смешения. В действительности реакторы не идеальны, поэтому число их принимается большим с учетом поправочного коэффициента:

$$z_{действ} = \frac{z_{норм}}{\eta},$$

где $\eta = 0,7 - 0,8$ – поправочный коэффициент.

Графический метод является приближенным и не может быть использован, если скорости реакции имеют экстремумы. В том случае применяют аналитический метод.

3.3.4. Трубочатые реакторы. Расчет трубчатых реакторов

Трубочатые реакторы являются аппаратами непрерывного действия. Изготавливаются в виде змеевиков, собранных из вертикально или горизонтально расположенных труб, заключенных в теплообменные рубашки и соединенных между собой с помощью калачей (рис. 3.10). Применяются для жидкостных или газожидкостных реакций.

Применение таких реакторов для высокого давления позволяет уменьшить металлоемкость аппарата, т.к. их небольшой диаметр обеспечивает относительно меньшую толщину стенки. Вследствие этого улучшается теплопередача, он более технологичен в изготовлении, чем реактор-котел. К преимуществам трубчатых реакторов относится также отсутствие перемешивающих устройств и, как следствие, отсутствие утечки продукта через уплотнительные устройства. К недостаткам трубчатых реакторов относят большую длину, которая требует использование больших производственных площадей и высокое гидравлическое сопротивление реактора.

При низких скоростях реакции для обеспечения необходимой степени превращения длина реактора может быть очень большой (до 1 км). Для того чтобы аппарат имел приемлемые размеры и для достижения большего времени пребывания реагентов в аппарате используют циркуляцию реагентов с помощью насоса (рис. 3.11).

Кратность циркуляции – отношение циркулирующей жидкости к количеству свежей, подаваемой в аппарат. Она выбирается в зависимости от времени пребывания реагентов в аппарате. Таким образом, за счет циркуляции можно значительно сократить длину аппарата и обеспечить любое необходимое время пребывания реагентов в реакторе.

Недостатками циркуляции реагентов с помощью насоса является потребность в циркуляционном насосе и дополнительные затраты энергии, а также снижение движущей силы реакционного процесса за счет перемешивания свежего раствора с циркулирующим.

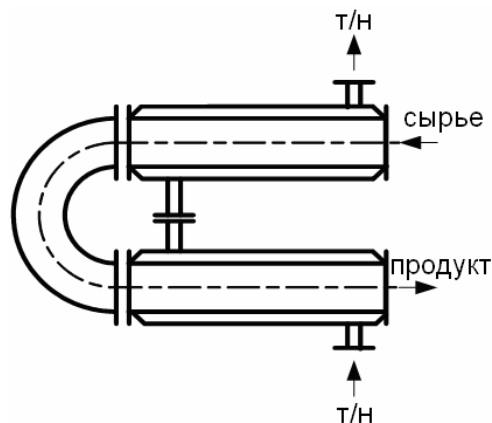


Рис. 3.10. Схема трубчатого реактора

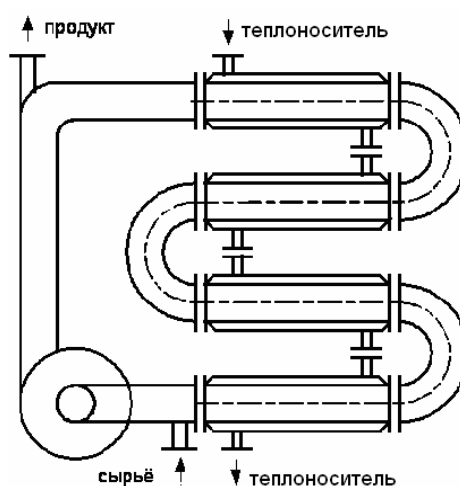


Рис. 3.11. Трубчатый реактор с циркуляцией реагентов с помощью насоса

В основу расчета трубчатого реактора положена модель идеального вытеснения, согласно которой концентрация вещества, оставаясь неизменной по сечению трубы, непрерывно изменяется по длине реактора от ее начального c_0 до конечного c_k значений (рис. 3.12).

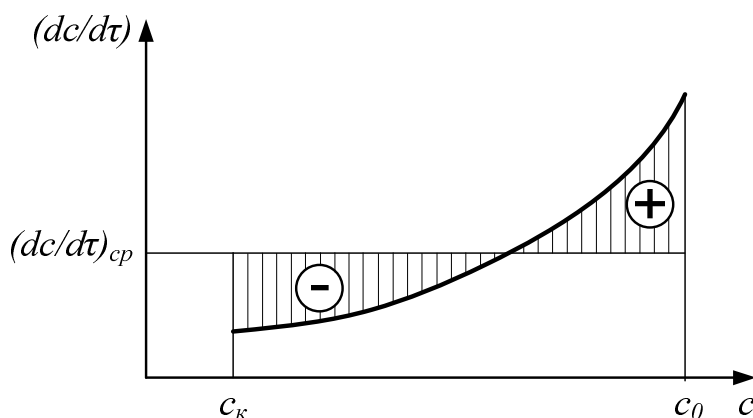


Рис. 3.12. Зависимость скорости химической реакции $dc/d\tau$ в аппарате идеального вытеснения от концентрации реагирующего вещества c

Среднюю скорость химической реакции в аппарате идеального вытеснения определим как

$$\tau_{cp} = \frac{c_0 - c_k}{\left(\frac{dc}{d\tau}\right)_{cp}}$$

Принимая, что для аппарата идеального вытеснения в любой точке сечения и по длине аппарата скорость движения среды w постоянна, определим длину аппарата L :

$$L = w \cdot \tau_p.$$

Производительность аппарата идеального вытеснения можно считать как

$$Q_c = \left(\frac{\pi \cdot d^2}{4}\right) \cdot w.$$

Выражая скорость и подставляя ее значение в первое выражение, получим

$$\tau_p = \frac{L}{w} = \frac{L \cdot \pi \cdot d^2}{Q_c \cdot 4} = \frac{V_{жс}}{Q_c}.$$

В реальных условиях скорость движения среды по сечению трубчатого реактора неодинакова и зависит от гидродинамического режима в ре-

акторе (рис. 3.13, 3.14), поэтому длину реального трубчатого реактора определим как:

$$L = w_{\max} \cdot \tau_p,$$

где w_{\max} – максимальная скорость движения среды в трубчатом реакторе.

Длина реального трубчатого реактора зависит от гидравлического режима движения среды в реакторе:

- для ламинарного режима: $L = \frac{w}{0,5} \cdot \tau_p$;
- для турбулентного режима: $L = \frac{w}{0,8} \cdot \tau_p$.

Рис. 3.13. Профиль скорости жидкости в трубчатом реакторе при ламинарном режиме течения жидкости, $w_{cp} = 0,5 \cdot w_{\max}$

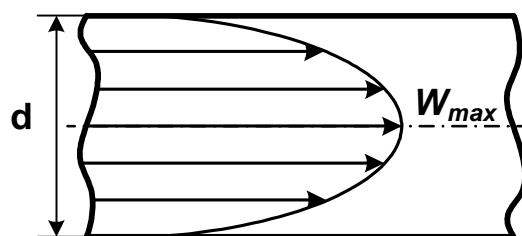
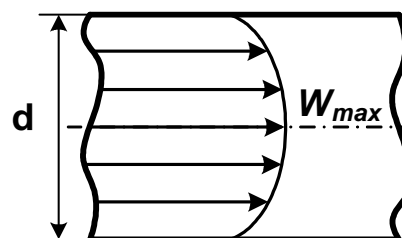


Рис. 3.14. Профиль скорости жидкости в трубчатом реакторе при турбулентном режиме течения жидкости, $w_{cp} = 0,8 \cdot w_{\max}$



Длина трубчатого реактора с ламинарным режимом движения среды должна быть в 1,6 раза больше длины трубчатого реактора с турбулентным режимом движения. Отсюда следует, что с целью сокращения длины в трубчатом реакторе желательно создать турбулентный режим течения среды. Для этого при работе с вязкими жидкостями в реакторе необходимо устанавливать турбулизаторы, например, в виде поперечных перегородок.

Преимуществом турбулентного движения перед ламинарным является также более выровненное поле скоростей, что способствует более равномерному распределению температуры и концентрации. Неравномерное поле скоростей обуславливает неравномерность распределения концентрации веществ по сечению аппарата, что может отразиться на качестве продукта.

Трубчатые реакторы нашли применение в процессах получения полиэтилена высокого давления для осуществления реакции полимеризации этилена, проводимой при давлении 200 – 250 МПа и температуре до 260 – 280 °С, а также в ряде других процессов химической технологии.

3.4. Реакционное оборудование

3.4.1. Реакторы для системы газ-жидкость

Большинство химических реакций промышленного значения протекают между газообразным реагентом и реагентом, находящимся в жидкой фазе. Гетерогенные реакции в системе газ-жидкость происходят только в жидкой фазе, при этом для осуществления реакции необходимо, чтобы газообразный реагент был предварительно растворен в жидкой фазе.

По конструктивному признаку реакторы для системы газ-жидкость классифицируются в зависимости от способа создания поверхности контакта фаз: реакторы с мешалкой; реакторы с механическим распыливанием жидкости; реакторы колонного типа с насадкой или тарелками; реакторы барботажного типа; реакторы пленочного типа; пенные аппараты; газ-лифтные реакторы.

Реакторы для проведения процессов в системе газ-жидкость конструируются, главным образом, по принципу абсорбционных аппаратов, имеют большой объем, но относительно просты и легки в эксплуатации.

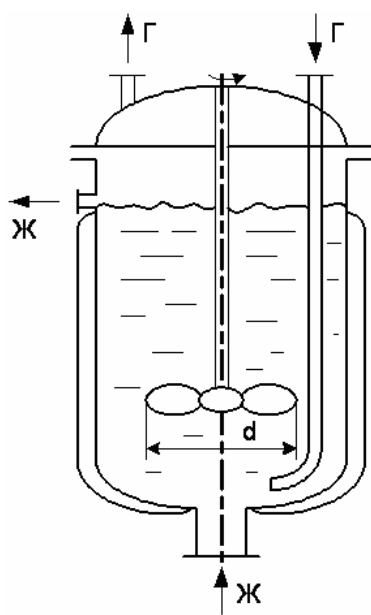


Рис. 3.15. Схема реактора-котла

3.4.1.1. Реакторы-котлы

Реакторы-котлы (рис. 3.15) предназначены для проведения химических превращений в жидких средах, которые могут содержать диспергированную твердую или газообразную фазу.

Реактор снабжен механическим диспергатором газа, с помощью которого в жидкости образуются пузырьки. Для этого под мешалку подведен барботер в виде трубы. Максимальное количество газа, которое допустимо вводить в реактор, ограничивается режимом захлебывания, при котором избыточная часть газа, обтекая мешалку, поднимается вверх вдоль вала и

не распределяется в жидкости. Такие реакторы целесообразно применять для небольших расходов газообразной фазы.

Сосуд реактора в зависимости от свойств рабочей среды выполняется из углеродистой, легированной стали или чугуна, часто с эмалированной внутренней поверхностью.

3.4.1.2. Реакционные аппараты колонного типа

Реакторы колонного типа по своей конструкции аналогичны абсорбционным аппаратам насадочного и тарельчатого типа. Отличием является движение жидкости, которая циркулирует в системе. В насадочных реакторах большая часть жидкости находится в системе циркуляции и для обеспечения достаточного ее объема необходимо использовать многократную циркуляцию, что плохо влияет на свойства жидкости. В тарельчатых аппаратах определенный объем жидкости можно обеспечить уровнем ее на тарелке (применяются для поглощения олефинов серной кислотой, окисления уксусного альдегида в уксусную кислоту). Проблема отвода тепла в реакционных аппаратах колонного типа решается устройством встроенных и выносных теплообменников.

3.4.1.3. Барботажный реактор

Барботажный реактор представляет собой полуколонну, заполненную жидкостью (рис. 3.16). Газ подается в реактор через распределитель, проходит через слой жидкости, затем в сепарационной части реактора отделяется от капель и выводится из аппарата. Барботажные реакторы особенно пригодны для реакций, протекающих в кинетической области. Равномерное распределение газа обеспечивает хороший контакт газа и жидкости, непрерывный барботаж, кроме того, осуществляет интенсивное перемешивание жидкости. Тепло подводится либо с газовой смесью, либо реактор снабжается рубашкой или встроенным теплообменником.

Барботер обычно изготавливается в виде кольцевой трубы с отверстиями. Диаметр отверстий составляет от 2 до 5 мм, скорость газа из отверстий – до 15 – 20 м/с. Под верхним штуцером реактора устанавливается каплеотбойник, который предотвращает унос с газовым потоком мелких капель жидкости.

Барботажный реактор имеет следующие достоинства: простота и надежность в работе; большая пропускная способность по газу; большой рабочий объем. Недостатком барботажного реактора является небольшая поверхность теплообмена и, как следствие, трудность в поддержании необходимой температуры, высокое гидравлическое сопротивление; возможность при диаметре аппарата более 3 м образования застойных зон.

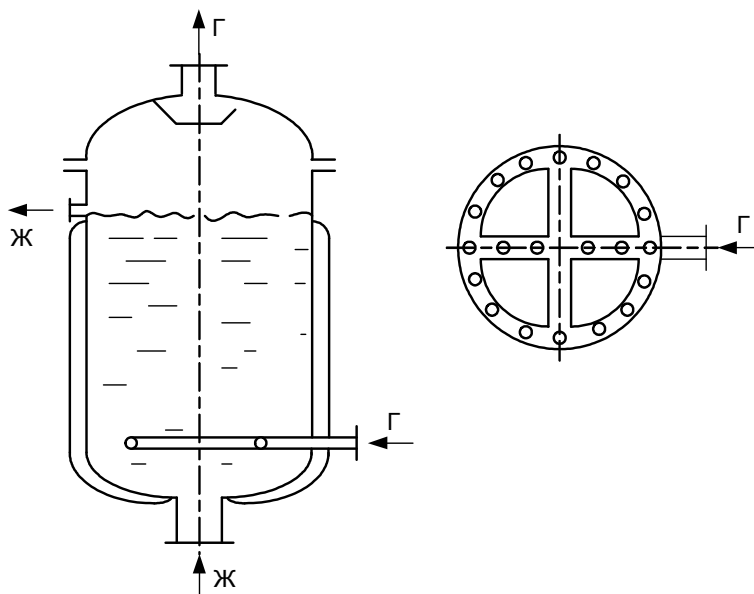


Рис. 3.16. Схема барботажного реактора

3.4.1.4. Газлифтные аппараты

Существуют две основные конструкции газлифтных аппаратов, в которых организован режим эрлифта (газлифта).

Конструкция А. В корпусе 1 по центру располагается пустотелый стакан 2, под которым находится барботер 3 (рис 3.17, а). Плотность газожидкостной смеси в стакане меньше плотности чистой жидкости, находящейся между корпусом и стаканом. За счет этого образуется естественная циркуляция жидкости в реакторе.

Достоинством такой конструкции является отсутствие перемешивающих устройств и, как следствие, большая надежность в работе, простота конструкции. Недостатки: недостаточно развитая поверхность теплообмена, что в случае больших тепловых эффектов реакции может создавать сложность теплоотвода.

Недостаток реактора конструкции А, связанный с недостаточной поверхностью теплообмена, ликвидируется в газлифтном реакторе конструкции Б.

Конструкция Б представляет собой кожухотрубчатый теплообменник, у которого в центре расположена циркуляционная труба 1 большого диаметра (рис. 3.17, б). В нижней части барботажных трубок малого диаметра 2 через отверстия для входа газа 3 подводится газ из кольцевой перегородки 4. В центральной трубе находится чистая жидкость, в барботажных трубках малого диаметра – газожидкостная смесь. За счет этого создается циркуляция в аппарате. Трубная часть таких аппаратов выполняется из трубок диаметром 38 и 57 мм. Диаметр центральной циркуляционной трубы 100 – 300 мм в за-

висимости от диаметра аппарата, т.е. от количества барботажных трубок. Высота трубок подбирается в пределах 1,5 – 2,5 м.

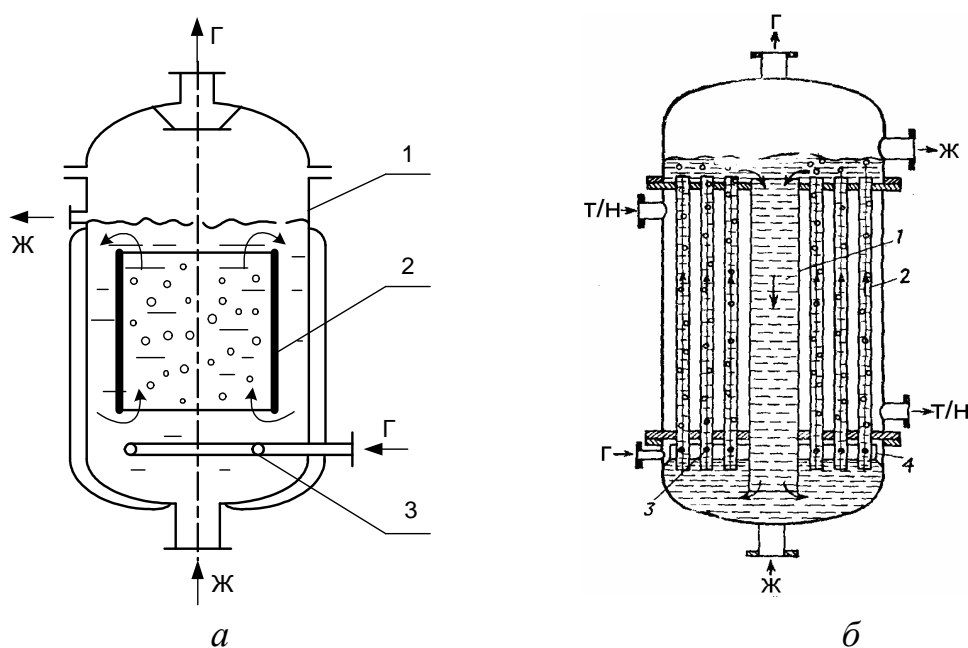


Рис. 3.17. Схема газлифтных реакционных аппаратов:
а – тип конструкции А; б – тип конструкции Б

Преимуществом данной конструкции является высокоразвитая поверхность теплообмена, которая обеспечивает возможность выдерживания температурных режимов в узком интервале.

3.4.1.5. Реакторы пленочного типа

Реакторы пленочного типа применяются в том случае, когда газ содержит незначительное количество компонентов, реагирующих с жидкостью, и для проведения процесса реакции необходимо пропускать большие расходы газа по сравнению с расходами жидкости. Протекание жидкости в реакторе в виде пленки позволяет создать большую поверхность контакта фаз. Такие аппараты пригодны для проведения процессов, протекающих в диффузионной области.

Роторные реакторы пленочного типа. На корпусе 1 роторного реактора пленочного типа имеются наклонные тарелки 2 (рис. 3.18, а). В центре реактора размещается ротор с вращающимися лопатками 3. Жидкость поступает сверху, попадает на лопатки ротора и за счет центробежной силы двигается к периферии, а затем переливается на неподвижные тарелки 2. Снизу противотоком в реактор подается газ.

Реакторы пленочного типа с центробежными завихрителями. Реактор пленочного типа с центробежными завихрителями представляет собой кожухотрубчатый аппарат 1, в трубках 2 которого сверху и снизу устанавливаются вставки 3 (рис. 3.18, б). Под верхней и над нижней вставками устанавливаются завихрители 4. Жидкость и газ, поступаая сверху, двигаются прямотоком, при этом за счет установки завихрителей центробежная сила отбрасывает жидкую фазу к стенке трубы, а газовый поток движется по оси. На выходе из трубы осуществляется дополнительное закручивание потока с целью качественного разделения газа и жидкости.

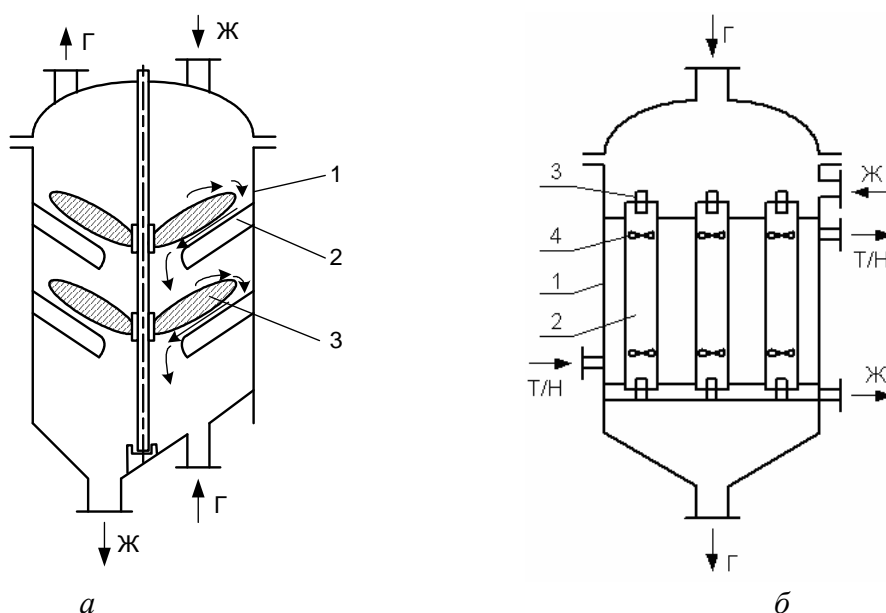


Рис. 3.18. Реакторы пленочного типа:
 а – роторный; б – с центробежными завихрителями

Преимуществами реактора пленочного типа с центробежными завихрителями по сравнению с роторным реактором первого типа являются отсутствие вращающихся деталей, высокоразвитая поверхность теплообмена, недостатком – прямоточное движение фаз в реакторе и его более сложная конструкция.

3.4.1.6. Пенные реакторы

Пенный способ отличается от барботажного тем, что пузырьки газа не свободно всплывают в слое жидкости, а поступают в последнюю с большой скоростью. В результате происходит очень бурное перемешивание реакционной массы и образование так называемой подвижной пены. Такая система характеризуется весьма малыми значениями диффузионного сопротивления и поэтому должна быть очень эффективной для процессов, идущих в диффузионной области.

Пенный аппарат (рис. 3.19) состоит из металлического корпуса 1, в котором на равном расстоянии расположены перфорированные тарелки, изготовленные в виде решеток 2, снабженные порогами 4. Перелив жидкости с тарелки на тарелку осуществляется через переливные устройства 3, которые должны быть достаточно широкими, чтобы выделяющиеся из разрушающейся пены газы не создавали газовых пробок и не препятствовали переливу. Газ подается снизу перекрестно к движущейся жидкости. Слой жидкости на тарелке регулируется высотой порога.

Пенные аппараты по конструкции очень мало отличаются от ситчатых ректификационных колонн. Названием «пенный» аппарат подчеркиваются не конструктивные особенности, а особенность гидродинамического режима.

Пенные аппараты компактны, стоимость их не велика и эксплуатационные затраты малы.

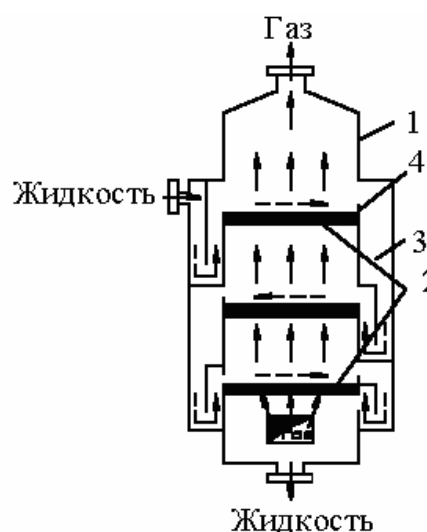


Рис. 3.19. Схема трехполочного пенного аппарата:

1 – корпус; 2 – решетки; 3 – переливное устройство; 4 – порог

3.4.2. Реакторы для системы газ-газ

В промышленности используют гомогенные газовые реакции, имеющие достаточно высокую скорость. Например, синтез соляной кислоты; крекинг углеводородов в этилен и пропилен; окисление, хлорирование и нитрирование углеводородов.

Простота конструкций, высокая производительность, возможность использования различных автоматических устройств способствуют распространению в промышленности реакторов с гомогенной газовой фазой.

Типичной конструкцией реактора для гомогенной реакции в системе газ-газ является реактор для получения соляной кислоты (рис. 3.20). Хлор бурно реагирует с водородом по реакции $H_2 + Cl_2 = 2HCl$.

Реактор облицован кирпичом. Горелка выполнена из керамики, работает при давлении 0,05 МПа. Температура в реакторе составляет 1 000 °С. Соотношение хлор-водород регулируется таким образом, чтобы при выходе газ содержал избыток водорода. В верхней части реактор имеет предохранительный клапан (диск толщиной 0,5 мм).

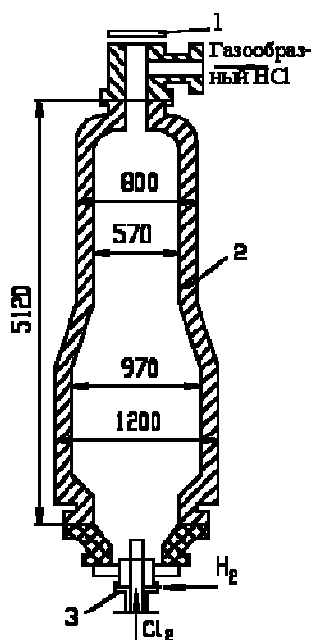


Рис. 3.20. Реактор для синтеза соляной кислоты:
1 – взрывной диск; 2 – стальной корпус; 3 – горелка

3.4.3. Реакторы для системы жидкость-жидкость

В зависимости от условий, необходимых для развития реакции, химические процессы в гомогенной жидкой фазе могут быть проведены в реакторах периодического, полупериодического и непрерывного действия.

В малотоннажных производствах обычно применяют периодические реакторы, т.к. условия, в которых происходят реакции, могут легко поддерживаться путем периодического или постоянного контроля рабочего давления, температуры, концентрации и других параметров.

В случае мощных экзотермических реакций процесс чаще всего проводят полупериодически (один реагент подается непрерывно, другой периодически). Полупериодические реакторы в конструктивном отношении аналогичны реакторам непрерывного действия и отличаются от них только методикой проведения операции.

Реакторы непрерывного действия применяют в крупнотоннажных промышленных процессах при больших скоростях и теплотах реакций.

Реакторы непрерывного действия с полным вытеснением (например, трубчатый реактор) для системы жидкость-жидкость применяются реже, чем реакторы с перемешиванием, т.к. молекулярная диффузия в жидкой фазе протекает медленно и для гомогенизации реагентов необходимо перемешивание.

Ввиду того, что степень превращения в реакторах с перемешиванием меньше, чем с полным вытеснением процесс проводят в батарее реакторов идеального смешения.

Реакторы для проведения реакции в гомогенной жидкой фазе можно классифицировать по осуществляемому в реакторе гидродинамическому режиму на реакторы с перемешиванием и реакторы с полным вытеснением. Конструкция реакторов также существенно зависит от вязкости рабочей среды в реакторе (табл. 3.1).

Типы реакционных аппаратов для проведения реакций в жидкой среде

Уровень вязкости рабочей среды в реакторе	Тип реакторов для проведения реакций в жидкой среде	
	с перемешиванием	с полным вытеснением
С незначительной вязкостью	Реактор-котел с пропеллерной или лопастной мешалкой и внутренним теплообменным змеевиком	Реактор представляет собой дистилляционную колонну с колпачковыми тарелками. Сверху в колонну подают жидкую фазу, газовая фаза подается снизу колонны
Со средней вязкостью	Реактор-котел с рубашкой для теплообмена со спиральной мешалкой. Отношение высоты к диаметру реактора равно 2, что позволяет получить значительную поверхность теплообмена на единицу объема реактора	Реактор представляет собой колонный аппарат, оснащенный рубашкой для осуществления теплообмена. Отношение диаметра к длине аппарата составляет в пропорции 1:8 – 1:10. Реактор состоит из двух секций. Реагенты предварительно перемешиваются в верхней части 1-ой секции, которая по всей длине оснащена мешалкой с лопастями. Во второй секции реактора, где скорость реакции небольшая, перемешивание не проводится
С высокой вязкостью	Реактор-котел с рубашкой для теплообмена со специальной мешалкой (например, якорной), с валом, который способен выдерживать большие механические нагрузки	Реактор представляет собой колонный аппарат, разбитый на секции (6 штук по числу царг). В каждой секции размещается внутреннее теплообменное устройство. Снаружи каждая секция оснащена теплообменной рубашкой

3.4.3.1. Реакторы с перемешиванием для проведения реакций в жидкой среде

Реакторы с перемешиванием для проведения реакций в жидкой среде условно можно разделить:

- 1) на реакторы для гомогенной системы Ж-Ж с незначительной вязкостью (рис. 3.21);
- 2) реакторы для гомогенной системы Ж-Ж со средней вязкостью (рис. 3.22).

Примером осуществления реакции в таком реакторе может служить реакция полимеризации бутадиена, которая происходит в жидкой фазе (в качестве растворителя используется бензин). Вязкость вначале равна вязкости бензина, затем возрастает. Процесс необходимо проводить при постоянной температуре, поэтому используется реактор с мешалкой, позво-

ляющей поддерживать постоянную температуру во всей реакционной массе. С увеличением вязкости простое перемешивание не может создать турбулентные потоки и поэтому необходимо разделить реакционную массу на небольшие объемы, которые перемещались бы к стенкам реактора, охлаждались и затем перемешивались. Отношение высоты к диаметру реактора равно 2, что позволяет получить значительную поверхность теплообмена на единицу объема реактора.

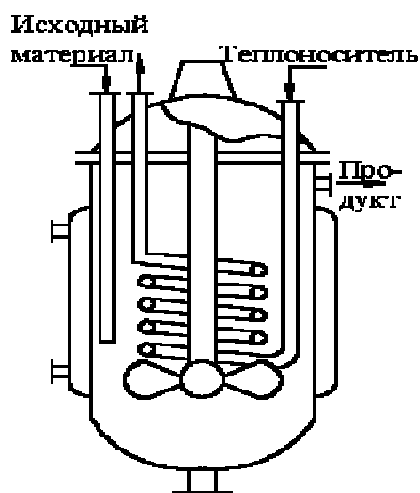


Рис. 3.21. Реактор для гомогенной системы Ж-Ж с незначительной вязкостью:
1 – корпус; 2 – мешалка; 3 – рубашка

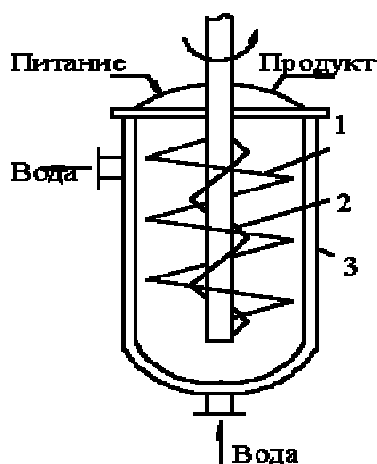


Рис. 3.22. Реактор полимеризации для системы со средней вязкостью:
1 – спираль большого диаметра; 2 – спираль малого диаметра; 3 – рубашка

3) реакторы для гомогенной системы Ж-Ж с высокой вязкостью (рис. 3.23).

В некоторых реакциях полимеризации растворы полимеров достигают вязкости 300 Па·с. Реакторы для таких процессов должны иметь специальные мешалки, вал которых способен выдержать большие механические нагрузки. Типичный реактор для проведения гомогенных реакций в среде с повышенной вязкостью используется для получения фенолоформальдегидных смол.

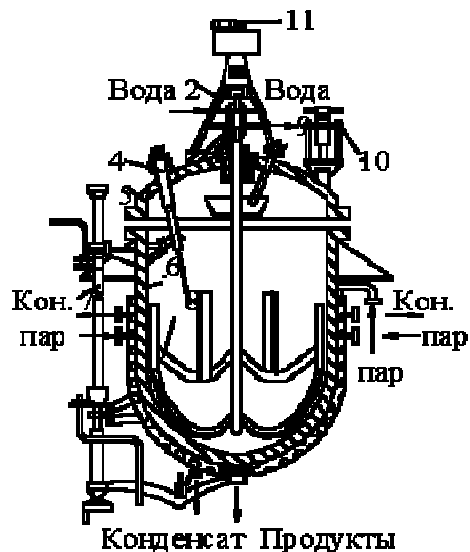
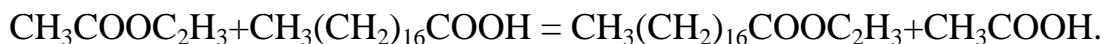


Рис. 3.23. Реактор для получения феноло-формальдегидных смол:

1 – привод; 2 – стойка; 3 – сальники; 4 – гильза для термопары; 5 – крышка; 6 – корпус; 7 – механизм сливного клапана; 8 – мешалка; 9 – штуцер для удаления масла; 10 – загрузочное отверстие; 11 – электродвигатель; 12 – редуктор

3.4.3.2. Реакторы с полным вытеснением для проведения реакций в жидкой среде

Среда с незначительной вязкостью. Примером реактора для данных условий может служить реактор для получения винилстеората при взаимодействии винилацетата с уксусной кислотой:



Для смещения уравнения вправо необходимо непрерывно удалять уксусную кислоту. Процесс проводят в дистилляционной колонне с колпачковыми тарелками. Сверху в колонну подается смесь жидких винилацетата, уксусной кислоты и катализатора, снизу – пары винилацетата. Уксусная кислота термически диссоциирует из жидкой фазы и выводится из верхней части колонны вместе с избытком винилацетата, который конденсируется и возвращается обратно в колонну.

Среда со средней вязкостью. Характерным реактором является реактор для полимеризации винилацетата (рис. 3.24).

Реактор состоит из двух секций диаметром 0,6 м и высотой 5 м. Винилацетат, растворитель и растворенный катализатор предварительно перемешиваются в верхней части 1-ой секции. Мешалка по всей длине аппарата с лопастями. Во второй секции реактора перемешивание не проводится, т.к. при работе в области больших степеней превращения скорость реакции будет небольшой, а, следовательно, и меньшее количество тепла необходимо отвести через рубашку.

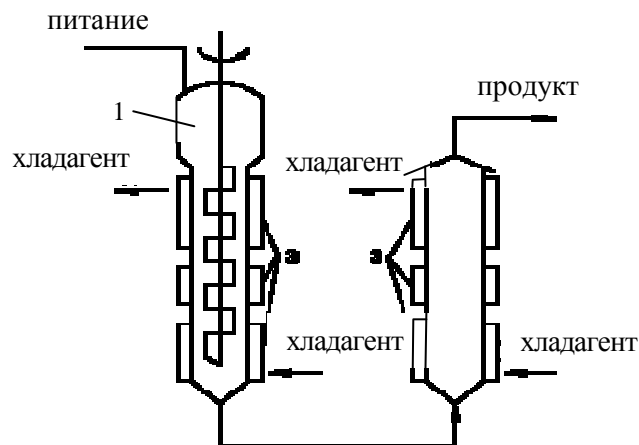
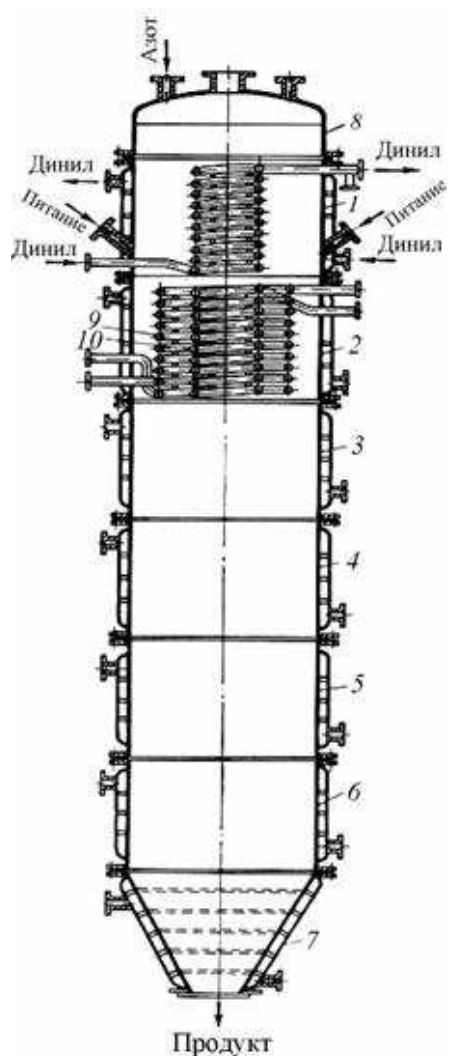


Рис. 3.24. Реактор непрерывного действия для системы со средней вязкостью:
1 – первая секция; 2 – вторая секция; 3 – рубашка

Среда с большой вязкостью. Типичный реактор для данных условий – реактор для полимеризации стирола (рис. 3.25).

Реактор состоит из нескольких секций с рубашками и внутренними теплообменными устройствами. В качестве теплоносителя используется высокотемпературная органическая жидкость (например, динил). Исходная смесь поступает в верхнюю царгу, а расплав полимера непрерывно выгружается через нижний штуцер аппарата.



В верхнюю секцию вводят 28 % раствор полимера в мономере, получаемый в предварительном полимеризаторе. Масса движется в реакторе со скоростью 0,1 м/ч. Расплав полимера непрерывно выгружается.

Рис. 3.25. Реактор непрерывного действия для системы с большой вязкостью:

1 – 6 – секции; 7 – конус; 8 – крышка; 9, 10 – змеевики (условно показаны только в двух верхних царгах)

При высоте корпуса аппарата 8 м процесс полимеризации длится 30 – 40 часов, причем температура возрастает от 100 °С до 200 °С. Температурный режим регулируется в каждой секции. Такие реакторы используются также в производстве капролактама.

3.4.4. Реакторы гетерогенной системы жидкость-жидкость

Гетерогенные реакции могут протекать в системе, состоящей из двух или более несмешивающихся или частично смешивающихся жидкостей. Нитрование, сульфирование и эмульсионная полимеризация – наиболее важные химические процессы, протекающие в гетерогенной системе жидкость-жидкость. Скорость процесса зависит от скорости диффузии компонентов по направлению к поверхности раздела фаз. Поэтому хорошее перемешивание может значительно уменьшить сопротивление диффузии и одновременно увеличить поверхность контакта (межфазную поверхность) несмешивающихся фаз.

Реакторы, используемые для проведения этих процессов, должны быть просты по конструкции и, кроме того, удовлетворять следующим требованиям:

- 1) иметь поверхность, достаточную для быстрого удаления тепла реакции в случае, когда скорость реакции становится очень большой;
- 2) обеспечивать наибольшую поверхность контакта между органическим веществом и нитрующим или сульфорирующим агентом;
- 3) оказывать сопротивление коррозионному воздействию реагентов и продуктов реакции;
- 4) иметь автоматическую систему питания, по крайней мере, одного из реагентов, чтобы температура, при которой проводится процесс, не превышала допустимого максимума.

Реакторы могут работать периодически, полунепрерывно и непрерывно. Такие реакторы почти всегда снабжены перемешивающим устройством.

Для обеспечения заданной степени превращения при минимальном объеме перемешивания и непрерывном режиме работы используют систему последовательно соединенных в ряд реакторов (каскад, батарея).

3.4.4.1. Реактор для системы жидкость-жидкость с высокими скоростями реакций

Реактор для системы жидкость-жидкость с высокими скоростями реакций представляет собой кожухотрубчатый аппарат, в котором имеется верхняя и нижняя отстойные зоны (рис. 3.26). В отстойных зонах размеще-

ны распределительные устройства, через которые в реактор подаются реагирующие компоненты. Тяжелая фракция (ТФ) подается сверху и выводится снизу, а легкая (ЛФ) – наоборот. Реагирующие компоненты проходят по вертикальным трубам противотоком друг к другу. Реакция в трубах происходит на границе раздела фаз. В межтрубное пространство подается теплоноситель для подвода или отвода тепла. Наличие высокоразвитой поверхности теплообмена позволяет поддерживать температуру реакции в узком интервале температур. Распределительные устройства снабжены соплами против каждой трубы.

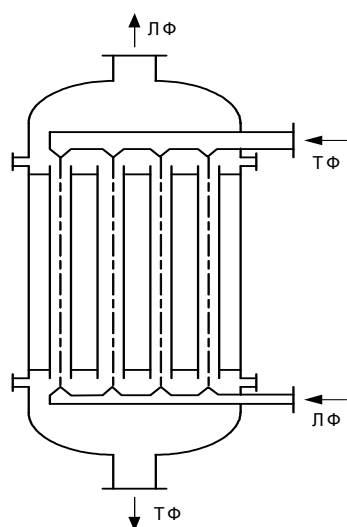


Рис. 3.26. Схема реактора для системы жидкость-жидкость с высокими скоростями реакций

3.4.5. Реакторы для проведения гетерогенных некаталитических реакций в системе газ-твердое

Некаталитические реакции в рассматриваемой системе характеризуются постепенным превращением твердого реагента и изменением его поверхности вследствие химической реакции между газом и твердым телом.

В большинстве случаев опыты показывают, что реакция между газом и твердым веществом (частицами) развивается от поверхности к центру твердых частиц (рис. 3.27), при этом в центре частицы остается непрореагировавшее ядро, а на периферии – один из твердых продуктов в виде порошкового вещества (зола).

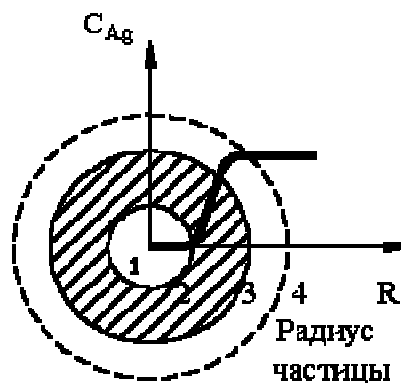
Процесс взаимодействия газа и твердой частицы состоит из следующих последовательных этапов:

- 1) конвективное перемещение газообразного реагента в направлении твердой частицы;
- 2) диффузия газообразного реагента через неподвижный слой газа, окружающий твердое тело;
- 3) диффузия газообразного реагента через золу;

- 4) адсорбция газообразного реагента на поверхности твердой частицы;
- 5) химическая реакция на поверхности;
- 6) десорбция газообразного продукта;
- 7) диффузия газообразного продукта через золу;
- 8) диффузия газообразного продукта через неподвижный слой газа;
- 9) конвективное перемещение газообразного продукта в направлении основного потока газа.

Рис. 3.27. Изменение концентрации газообразного реагента в твердой частице:

1 – непроореагировавшее ядро; 2 – пористое вещество (зола); 3 – неподвижный слой газа; 4 – зона конвекции



Если все этапы имеют сравнительно одинаковое влияние на скорость развития химического процесса, то требуется совместное решение сложных систем уравнений, которое практически невозможно. Поэтому при расчете скорости процесса принимается за основу теория определяющих этапов (лимитирующих стадий).

Принимая во внимание движение двух взаимодействующих фаз, реакторы системы газ-твердое можно классифицировать, как это показано на рис. 3.28.

Ввиду того, что конструктивное оформление реакторов для системы газ-твердое однотипно реакторам для контактно-каталитических процессов подробное их рассмотрение представлено ниже.

3.4.6. Аппараты контактно-каталитических процессов. Каталитические реакторы для систем газ-твердое

Каталитические процессы можно встретить в производстве таких важнейших продуктов неорганической технологии, как водород, аммиак, азотная и серная кислоты. Особенно разнообразно применение каталитических процессов в нефтепереработке, промышленности неорганического синтеза при проведении реакций окисления и восстановления, гидрирования и дегидрирования, полимеризации, поликонденсации и т.д.

С помощью катализаторов получают такие кислородные производные углеводородов, как метанол, этанол и высшие спирты, формальдегид, ацетальдегид, ацетон, уксусная кислота и другие органические кислоты.

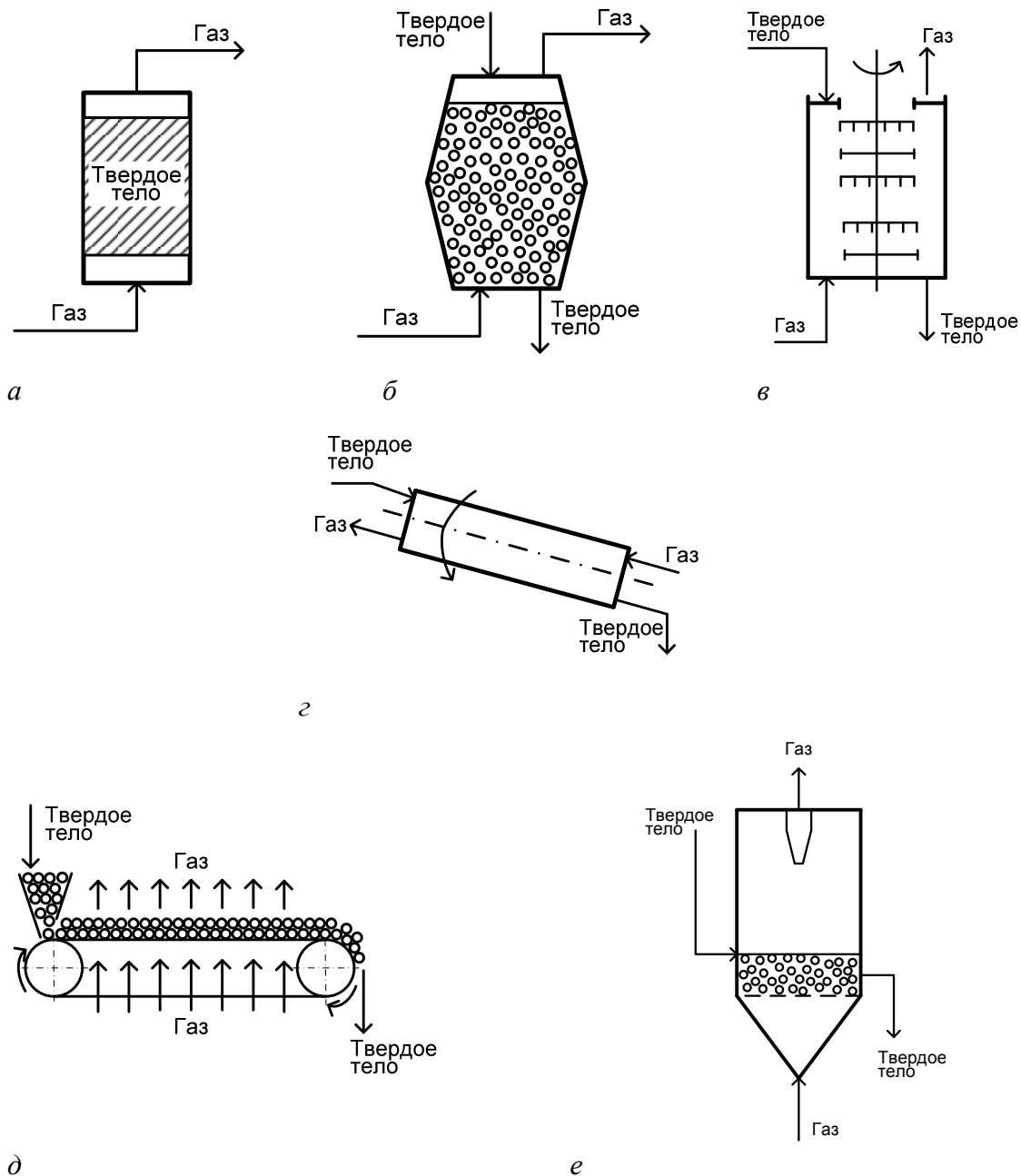


Рис. 3.28. Классификация реакторов для проведения некаталитических гетерогенных реакций в системе газ-твердое:

a – полупериодического действия; *б* – непрерывного действия, с движущимся слоем; *в* – непрерывного действия с механической мешалкой; *г* – непрерывного действия с вращающимся корпусом; *д* – непрерывного действия с механическим перемещением слоя (транспорт); *е* – непрерывного действия со взвешенным слоем

Каталитические процессы служат для получения мономеров, необходимых в производстве каучука, пластических масс, синтетических волокон, лаков и других высокомолекулярных соединений. В частности, при участии катализаторов получают бутадиен, изопропилстирол, изобутилен, акрилонитрил и многие другие мономеры.

На участии катализаторов основаны многие способы переработки нефтепродуктов: каталитический крекинг, риформинг, алкилирование, изомеризация и ароматизация, гидроочистка и гидрокрекинг. С применением катализаторов осуществляют производство моторных топлив из каменного угля – процесс «Gas to Liquid» (GTL). В пищевой промышленности с помощью катализаторов получают ценные твердые жиры.

Каталитическими процессами называют процессы химических превращений, которые проходят в присутствии катализатора. Каталитические процессы можно разделить на две большие группы:

– *гомогенный катализ* – химические превращения, при которых взаимодействующие вещества и катализаторы образуют однофазную, гомогенную систему;

– *гетерогенный катализ* – химические превращения, при которых реагенты и катализаторы образуют многофазную или гетерогенную систему.

Процессы гетерогенного катализа называют контактно-каталитическими. При этом обычно рассматривают систему твердое тело-катализатор-газообразные или парообразные реагенты.

Необходимо отметить, что контактно-каталитические методы получения веществ имеют ряд преимуществ перед некаталитическими методами. Это большая скорость процессов, благодаря чему даже в производствах большой мощности можно применять относительно малогабаритные аппараты; возможность проведения процессов при атмосферном или значительно более низком давлении и температуре, тогда как при некаталитических методах требуется высокое давление и громоздкая аппаратура; возможность ведения процессов по непрерывному методу.

3.4.6.1. Кинетика гетерогенного катализа

Механизм гетерогенного катализа весьма сложен и состоит из следующих стадий:

- 1) диффузия реагирующих молекул к поверхности катализатора;
- 2) адсорбция реагентов на поверхности;
- 3) реакция на поверхности;
- 4) десорбция продуктов реакции;
- 5) диффузия продуктов реакции от поверхности.

Для описания скорости реакции с учетом этих пяти стадий потребовалось бы громоздкое уравнение. Поэтому общую скорость реакции определяют по лимитирующей стадии.

Большое влияние на общую скорость процесса оказывает адсорбция реагентов на поверхности, т.е. для гетерогенных реакций скорость химического превращения вещества будет численно равна количеству образовавше-

гося или прореагировавшего вещества ΔM , отнесенного к единице площади поверхности контакта взаимодействующих фаз S за единицу времени $\Delta \tau$:

$$r = \frac{\Delta M}{S \cdot \Delta \tau}.$$

Упрощенное уравнение гетерогенной реакции для небольшого интервала температур имеет следующий вид:

$$r = k \cdot P_A^m \cdot P_B^n \cdot P_C^q,$$

где P – парциальное давление;

k – константа скорости.

3.4.6.2. Состав катализаторов и требования к ним

Каталитические реакции протекают в присутствии ускорителей процесса – катализаторов. Катализаторы могут ускорять химические реакции в сотни тысяч и в миллионы раз.

Благодаря их применению стало возможным проведение таких экзотермических реакций, которые без катализатора были просто невозможны из-за того, что реакция могла бы начаться с заметной скоростью лишь при очень высоких температурах, т.е. практически к нулевому выходу продукта.

Различают положительный и отрицательный катализ. Если катализатор ускоряет реакцию, то химическое явление носит название положительного катализа (или простого катализа). Отрицательным катализом называются химические процессы, скорость протекания которых замедляется (тормозится) под действием специальных веществ – ингибиторов.

В химической технологии основное значение имеет положительный катализ. Катализаторы обладают избирательной способностью. Например, из этилового спирта путем избирательного действия катализатора в процессе химического превращения может быть получен один из следующих продуктов: ацетальдегид, этилен, дивинил.

Промышленные катализаторы редко являются индивидуальными веществами. Обычно они представляют собой смесь химических компонентов, дающих несколько кристаллических фаз, которую называют контактной массой. В ней одни вещества собственно катализаторы, а другие служат модификаторами, активаторами или носителями. Катализаторы называют смешанными, если они содержат в соизмеримых количествах не менее двух химических компонентов, обладающих индивидуальной каталитической активностью для данной реакции.

Катализаторами окислительно-восстановительного характера служат в основном металлы и их окислы, в качестве кислотно-основных катализаторов используют кислоты и щелочи.

Введение в состав контактной массы небольших количеств добавок, улучшающих свойства катализаторов, называется модифицированием, а сами добавки модификаторами. Модификаторы служат, как правило, активаторами.

Активаторы и промоторы – такие вещества, которые сами по себе могут быть неактивными для данной реакции, но значительно улучшают свойства катализатора, поэтому деление на сложные и активированные катализаторы носит лишь ориентировочный характер.

Катализаторы могут изготавливаться в виде сеток, порошка или же в виде покрытий, нанесенных на инертное вещество. Форма катализатора может быть любой в зависимости от способа его приготовления (молотый, таблетированный, чешуйчатый, шариковый и т.д.).

Носители – прочные пористые термостойкие материалы, на которые осаждением, пропитыванием или другими методами наносят катализатор. При нанесении каталитических веществ на пористый носитель достигается их тонкое диспергирование, создаются большие удельные поверхности при размерах пор, близких к оптимальным, и увеличивается термостойкость катализатора, поскольку затруднено спекание его кристалликов, разобщенных на поверхности носителя. При таком методе нанесения достигается экономия дорогих катализаторов, например, платины, палладия, серебра. Носитель, как правило, влияет на активность катализатора, таким образом, нет точной границы между понятием активатор и носитель. Наиболее часто в качестве носителей применяют оксид алюминия, силикагель, синтетические алюмосиликаты, каолин, пемзу, асбест, различные соли, уголь.

Катализаторы должны иметь надежную активность, избирательность, стабильность в работе, малую чувствительность к перегревам, должны легко регенерироваться, быть механически прочными, иметь большую удельную поверхность, соответствующие размеры и т.д.

3.4.6.3. Регенерация катализатора

На поверхности многих катализаторов, например, органических реакций в течение рабочего периода происходит отложение кокса, в результате чего активность катализатора снижается. В большинстве случаев продукты коксообразования удаляют выжиганием, а регенерированный катализатор используют вновь.

Выжигание можно производить как в неподвижном, так и в кипящем слоях.

Выжигание кокса в неподвижном слое. Через закоксованный слой катализатора продувается воздух, нагретый до температуры, достаточной для

возгорания кокса (около 500 °С). При соприкосновении воздуха со слоем катализатора начинается выжигание кокса, сопровождающееся образованием участков или целого фронта местного нагрева. Замер температуры производится с помощью термопары. При чрезмерном подъеме температуры, вызванном высокой скоростью подачи воздуха, может произойти дезактивация катализатора, и даже пригорание стальных стенок аппарата. Во избежание разрушения катализатора в процессе регенерации следует контролировать подачу кислорода путем использования скользящей термопары или нескольких термопар, расположенных вдоль слоя. Существует ряд способов ослабления локальных перегревов и уменьшения вероятности термической дезактивации катализатора. Обычным методом является уменьшение концентрации кислорода до 2 – 3 % и регуляции отходящего газа. Снижение теплового эффекта регенерации можно добиться, разбавляя воздух инертным компонентом. С целью увеличения общей скорости регенерации давление рециркулирующего газа поднимают до 0,2 – 0,3 МПа.

Выжигание кокса из порошкообразных катализаторов происходит довольно легко, т.к. из-за малого размера частиц диффузионные эффекты отсутствуют. Регенерацию обычно осуществляют в псевдооживленном слое, где любой локальный перегрев немедленно рассеивается быстрым перемещением частиц катализатора, в связи с чем для регенерации вместо газа, содержащего 2 – 3 % кислорода, можно использовать воздух.

3.4.7. Реакторы для гетерогенных каталитических процессов

Газофазные реакционные процессы, осуществляемые на твердом катализаторе, как правило, протекают при высокой температуре, что влечет за собой высокие энергозатраты и усиливает протекание побочных реакций.

В зависимости от состояния катализатора все аппараты каталитических газофазных процессов классифицируют по трем группам:

- реактор с неподвижным слоем катализатора;
- реактор с контактными движущимся слоем катализатора;
- реактор с псевдооживленным слоем катализатора.

3.4.7.1. Реакторы с неподвижным слоем катализатора

Реакторы с неподвижным слоем катализатора представляют собой вертикальные цилиндрические сосуды, в которых катализатор расположен на перфорированных пластинах (или на колосниковых решетках). Число слоев катализатора и их высота зависят от скорости реакции, теплового эффекта реакции, активности катализатора, его механических свойств, характера движения газа внутри слоя и других факторов.

В зависимости от *способа расположения катализатора* реакторы могут быть:

- шахтными;
- полочными;
- трубчатыми;
- комбинированными.

По *способу подвода теплоты* реакторы делятся:

- на реакторы с предварительным перегревом или недогревом сырья;
- реакторы с предварительным перегревом катализатора;
- реакторы с дополнительным вводом нагретой или охлажденной исходной смеси.

Реакторы с предварительным перегревом или недогревом сырья могут быть использованы для проведения как экзотермических, так и эндотермических реакций. При проведении эндотермических реакций смесь, поступающая в реактор, должна иметь температуру ниже оптимальной. В процессе реакции смесь нагревается.

При проведении эндотермических реакций исходная смесь, поступающая в реактор, нагревается до температуры выше оптимальной. По мере прохождения через катализатор смесь охлаждается за счет теплового эффекта реакции. Реакторы подобного типа называются *адиабатическими*.

Реакторы с предварительным перегревом катализатора применяются только для эндотермических реакций (катализатор проще нагреть, чем охладить).

Реакторы с дополнительным вводом нагретой или охлажденной исходной смеси применяются в случае значительного изменения температуры по высоте слоя катализатора, что существенно сказывается на его работе и выходе конечного продукта. Чтобы по всей высоте поддерживать температуру, близкую к оптимальной, исходную смесь подают в несколько мест по высоте реактора.

Реакторы с неподвижным слоем катализатора наиболее просты по конструкции. Они состоят из емкости, в которой катализатор располагается одним или несколькими слоями.

3.4.7.2. Реакторы с аксиальным и радиальным вводом сырья

Реакторы с аксиальным и радиальным вводом сырья представляют собой цилиндрические вертикальные аппараты с эллиптическими или полусферическими днищами, заполненные катализатором. Внутренний диаметр аппаратов достигает 4,5 м, высота слоя катализатора от одного до трех диаметров аппарата.

Основное отличие реакторов с аксиальным и радиальным вводом сырья состоит в схеме движения сырья через реакцию зону.

В реакторе с аксиальным вводом сырья (рис. 3.29) сырье проходит через слой катализатора сверху вниз, продукты реакции выводятся через нижний штуцер. Над слоем катализатора устанавливается распределительная тарелка (на рисунке не указана). Слой фарфоровых шаров, расположенный над слоем катализатора, обеспечивает равномерное распределение сырья по сечению реактора. Слой фарфоровых шаров, засыпанных в нижнее днище реактора, обеспечивает равномерный вывод продуктов реакции в сборник. Сборник состоит из обечайки, имеющей прорези, которые затянуты сеткой. Катализатор выгружают через штуцера выгрузки катализатора, расположенные в днище реактора. Для контроля температуры в слое катализатора по его сечению устанавливаются многозонные термодпары, проходящие по всей высоте слоя.

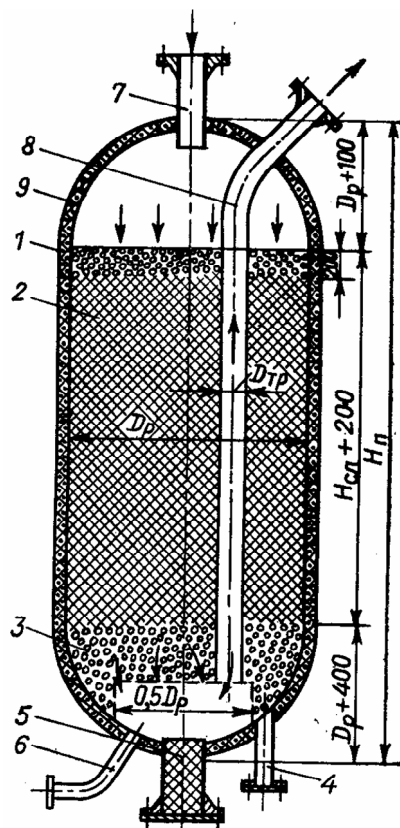


Рис. 3.29. Схема реактора с аксиальным вводом сырья:

1 – корпус; 2 – катализатор; 3 – фарфоровые шары; 4 – люк; 5 – люк для выгрузки катализатора; 6 – штуцер подачи воздуха (водяного пара) для проведения регенерации катализатора; 7 – штуцер для входа сырья; 8 – штуцер для вывода продуктов реакции; 9 – футеровка

В реакторе с радиальным вводом сырья (рис. 3.30) газовая смесь поступает в зазор между корпусом 1 и стаканом 3, проходит в радиальном направлении через корпус стакана, заполненный катализатором 2, и выводится через перфорированную центральную трубу 7. Под слоем катализатора и над ним расположена насадка из слоя фарфоровых шаров, которая удерживает слой катализатора.

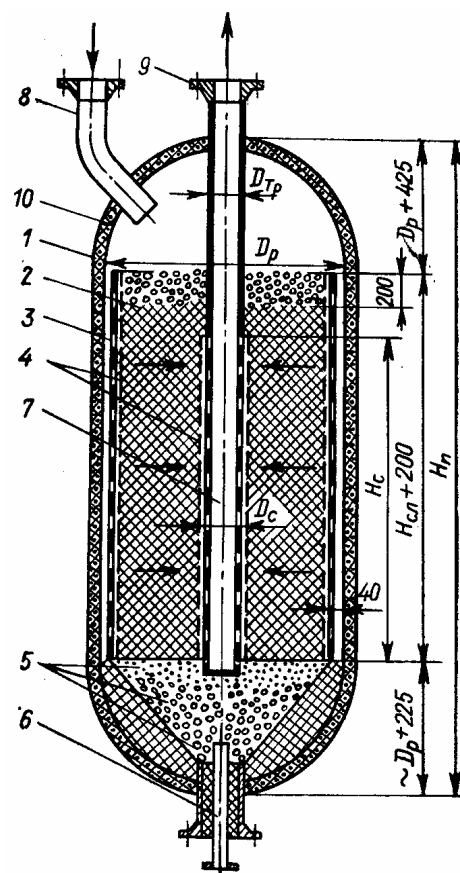


Рис. 3.30. Схема реактора с радиальным вводом сырья:

1 – корпус; 2 – катализатор; 3 – перфорированный стакан; 4 – сетка; 5 – шары фарфоровые различных размеров; 6 – штуцер для эжекции газов, подачи воздуха (водяного пара) для проведения регенерации катализатора; 7 – перфорированная труба; 8 – штуцер для входа сырья; 9 – штуцер для вывода продуктов реакции; 10 – футеровка

Реакторы с аксиальным вводом сырья широко используются для осуществления процесса гидроочистки нефтяных фракций (рис. 3.31), а также ряда других процессов. Реакторы с радиальным вводом сырья применяют в частности для осуществления процесса каталитического риформинга (рис. 3.32). Реакторы гидроочистки работают при температуре до 450 °С и давлении до 7 МПа, реакторы каталитического риформинга – при температуре до 550 °С и давлении до 5 МПа. Их изготавливают либо с внутренней футеровкой торкрет-бетоном, либо без нее. В первом случае температура стенки корпуса не превышает обычно 200 °С, во втором случае она равна температуре процесса. Бетонное покрытие от непосредственного воздействия потока сырья защищено металлическим стаканом.

В случаях, когда внутренняя футеровка корпуса реактора отсутствует, выполняется внешняя тепловая изоляция аппарата, которая позволяет снизить потери тепла в атмосферу.

Как правило, слой фарфоровых шаров включает шары различного диаметра. Диаметр фарфоровых шаров в слое может изменяться в пределах от 6 до 40 мм и уменьшается по мере приближения к слою катализатора.

Реакторы с радиальным вводом сырья применяют для однофазного сырья. В этом случае уменьшается сопротивление прохождению сырья через слой катализатора.

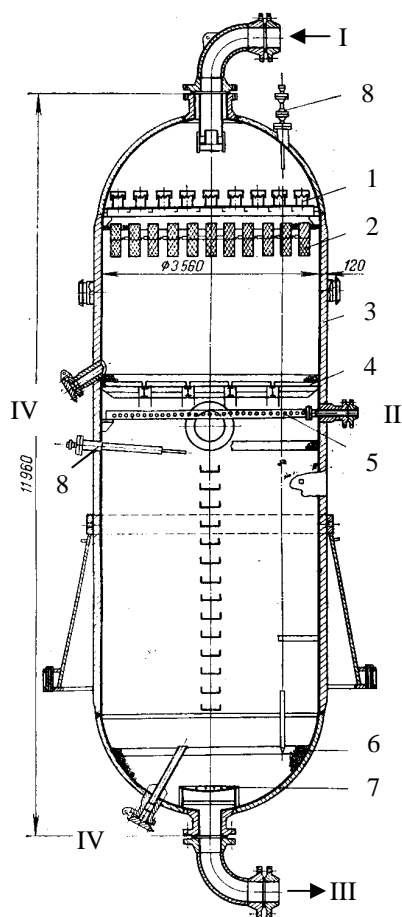


Рис. 3.31. Реактор гидроочистки:

I – ввод сырья; *II* – ввод паров; *III* – вывод продуктов реакции; *IV* – выгрузка катализатора;

1 – распределительная тарелка; 2 – фильтрующее устройство; 3 – корпус; 4 – опорная колосниковая решетка верхнего слоя катализатора; 5 – коллектор для ввода паров; 6 – слой фарфоровых шаров; 7 – сборник; 8 – термопары

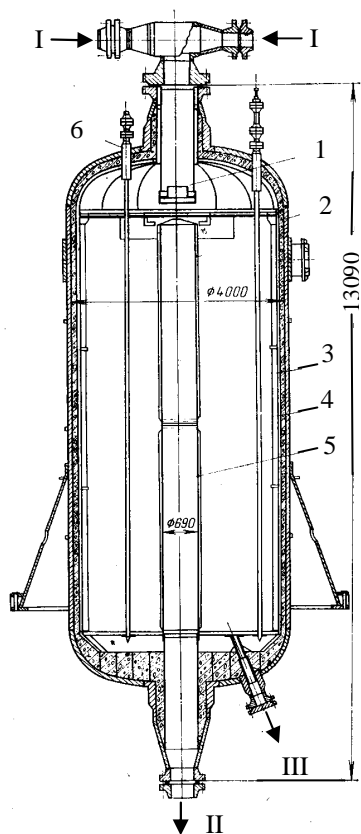


Рис. 3.32. Реактор каталитического риформинга:

I – ввод сырья; *II* – вывод продуктов реакции; *III* – выгрузка катализатора;

1 – распределитель сырья; 2 – корпус; 3 – стакан защитный; 4 – коробка; 5 – сборник продуктов реакции; 6 – термопары

Гидравлическое сопротивление, оказываемое сырьевому потоку при его прохождении через слой катализатора, в реакторе с радиальным вводом сырья меньше, чем в реакторе с аксиальным вводом.

У реактора с аксиальным вводом сырья верхний слой катализатора достаточно быстро закоксуывается, что приводит к неравномерной обработке катализатора по высоте его слоя.

3.4.7.3. Реакторы полочного типа

Реакторы полочного типа применяют в двух случаях:

– когда катализатор имеет малую механическую прочность и под воздействием высоты слоя его зерна могут разрушаться, что ведет к увеличению гидравлического сопротивления слоя и к неравномерному распределению потока;

– когда реакции имеют значительный тепловой эффект и необходимо осуществить ступенчатый подвод или отвод тепла. В этом случае между слоями катализатора устанавливают теплообменник.

Реактор полочного типа может оснащаться как встроенными (рис. 3.33, а), так и выносными теплообменными устройствами (рис. 3.33, б).

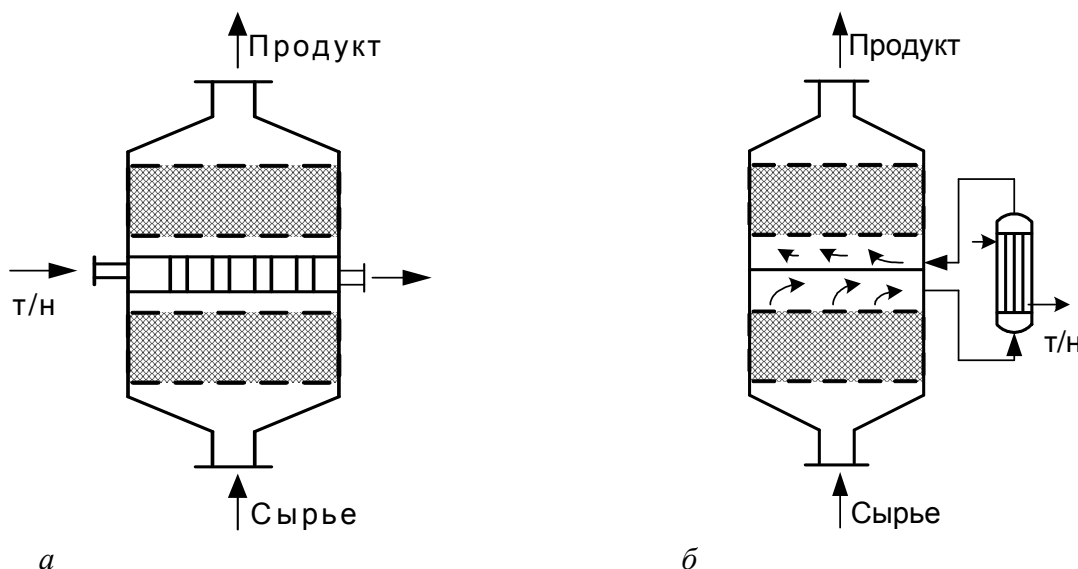


Рис. 3.33. Реакторы полочного типа со встроенным (а) и выносным (б) теплообменным устройством

Если реактор имеет выносные теплообменные устройства, то между слоями катализатора устанавливаются глухие тарелки. Катализатор размещают на решетку, через которую может проходить газ. Над катализатором и под ним размещают небольшой слой насадки (кольца, шарики) для более равномерного распределения газового потока.

В полочных аппаратах температурный режим регулируется подогревом или охлаждением реагентов между полками. Толщина слоя катализатора на полках может быть как различной, так и одинаковой. Если слои одинаковы, то максимальное падение или повышение температуры будет наблюдаться на первом слое, т.к. скорость реакции здесь максимальная. При использовании различных по толщине слоев удается наиболее полно и точно регулировать температурный режим.

3.4.7.4. Кожухотрубчатые реакторы

Для более точного регулирования температуры применяют реакторы в виде кожухотрубчатого теплообменника – так называемые кожухотрубчатые реакторы. Такого типа реакторы нашли широкое применение и обладают высокими эксплуатационными и технологическими свойствами.

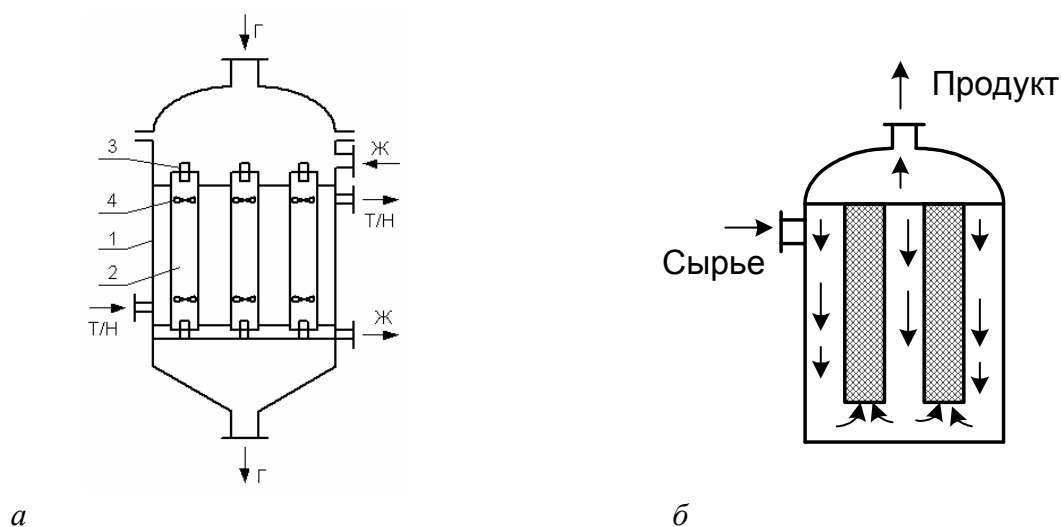
Кожухотрубчатые реакторы могут быть двух типов:

1) с катализатором в трубах и теплоносителем в межтрубном пространстве (рис. 3.34, *а*);

2) с катализатором в межтрубном пространстве и теплоносителем в трубах.

Для улучшения теплопередачи трубки иногда выполняют с оребрением.

Распространены также реакторы, у которых в качестве теплоносителя используется сырье, т.е. тепло реакции идет на нагревание реакционной смеси до температуры реакции (рис. 3.34, *б*). В таких реакторах нижняя трубная решетка не прилегает к стенкам корпуса и межтрубное пространство совмещено с трубным. При этом сырье нагревается за счет теплоты реакции до необходимой температуры, а затем поступает в трубки с катализатором.



а

б

Рис. 3.34. Схемы кожухотрубчатого реактора:

а – с катализатором в трубах и теплоносителем в межтрубном пространстве;

б – с предварительным подогревом сырья

3.4.7.5. Достоинства и недостатки реакторов с неподвижным слоем катализатора

Основным достоинством реакторов с неподвижным слоем катализатора является простота их конструкции и эксплуатации. К недостаткам таких реакторов относят: периодичность работы вследствие отравления катализатора; неустановившийся выход продукта из-за падения активности катализатора по мере его отравления; большое гидравлическое сопротивление слоя катализатора; большие градиенты температур в сечении и по высоте слоя из-за малой теплопроводности неподвижного слоя катализатора. Данные недостатки устранимы в реакторах с движущимся слоем катализатора.

3.4.7.6. Способы загрузки катализатора в реакторы

Различают два основных способа загрузки катализатора в реакторы: рукавный (насыпной) и плотный (рис. 3.35).



а



б

Рис. 3.35. Способы загрузки катализатора в реакторы:
а – рукавный (насыпной); *б* – плотный

Рукавная загрузка катализатора осуществляется следующим образом. Первоначально катализатор загружается в бункер, который затем размещается непосредственно над верхним штуцером реактора. Из бункера по насыпному рукаву катализатор путем свободного течения подается в реактор, где вручную, путем перемещения нижнего конца рукава, равномерно распределяется по всему сечению реактора.

В процессе плотной загрузки катализатор из бункера подается на специальное устройство, оснащенное крыльчаткой из 10 – 15 полос гибкого материала, приводимое в действие сжатым воздухом. В результате вращения крыльчатки гранулы катализатора ориентируются в пространстве горизонтальным образом и равномерно распределяются по всему сечению реактора. Таким образом, в результате плотной загрузки достигается более однородная ориентация гранул катализатора, что обеспечивает при эксплуатации катализатора целый ряд преимуществ (табл. 3.2).

Таблица 3.2

Сравнение рукавного и плотного способов загрузки катализатора

Рукавный способ загрузки	Плотный способ загрузки
<ul style="list-style-type: none"> – большая доля пустот в слое катализатора обеспечивает меньший перепад давления по высоте слоя катализатора в начале цикла его работы (почти в 2 раза в сравнении с плотной загрузкой); – высокая пылеемкость слоя катализатора; – меньшая стоимость загрузки (не требуется специальное оборудование); – при работе слоя катализатора, загруженного рукавным способом, происходит его оседание, сопровождаемое ростом перепада давления. Значение перепада давления в конце цикла работы катализатора достигает значений перепада давления слоя катализатора, загруженного плотным способом 	<ul style="list-style-type: none"> – более однородная плотность слоя катализатора, ниже доля пустот; – выше перепад давления по высоте слоя катализатора в начале цикла его работы; – улучшенное распределение сырьевого потока в слое катализатора; – большая активность слоя катализатора за счет отсутствия застойных зон; – большая длительность цикла работы; – лучшее использование объема реактора за счет возможности загрузки в реактор большего объема катализатора; – небольшой рост перепада давления по слою катализатора во время цикла его работы, что обеспечивает более стабильный перепад давления; – ниже температура работы слоя катализатора в начале цикла его работы, что обеспечивает более продолжительный цикл

Плотная загрузка, по сравнению с рукавной, позволяет увеличить плотность слоя катализатора в зависимости от формы его частиц на 8 – 22 %. Для катализатора в форме шариков типовое увеличение плотности в сравнении с рукавной загрузкой составит 8 – 13 %, в форме экструдатов – 15 – 20 %, в форме экструдатов неправильной формы – 16 – 22 %. На увеличение плотности слоя катализатора влияет форма и размер частиц катализатора, а также их коэффициент трения при скольжении.

Использование способа плотной загрузки катализатора позволяет обеспечить более высокую активность и стабильность слоя катализатора.

Использование способа плотной загрузки катализатора в реактор позволяет на 15 – 20 % увеличить объем катализатора, загружаемого в реактор, и тем самым повысить производительность установки или степень конверсии сырья.

3.4.8. Реакторы с движущимся слоем катализатора

В реакторах с движущимся слоем катализатора все процессы (реакция, регенерация, подогрев и охлаждение) проходят в движущемся слое и в одном аппарате.

Реактор с движущимся слоем катализатора (рис. 3.36) представляет собой аппарат колонного типа, в котором непрерывно сверху поступает и с той же скоростью выходит поток зернистого катализатора. Катализатор в реакторе движется сверху вниз под действием силы тяжести. Противотоком или прямотоком к нему поступает парообразное сырье, а реакционные газы соответственно выводятся сверху или снизу аппарата.

В связи с необходимостью непрерывного регенерирования отработанного катализатора реакционный узел состоит из двух аппаратов:

- собственно реактор;
- регенератор.

При этом различают их вертикальную и горизонтальную компоновки. В последнем случае реактор и регенератор располагаются параллельно.

Наибольшая трудность представляет собой создание равномерного движения твердой фазы по всему объему аппарата, т.к. возможны «зависания» катализатора.

Прямоточный реактор имеет следующие основные зоны:

1) верхнее распределительное устройство 1. Здесь поступающий из бункера катализатор опускается в рабочую зону по распределительным трубам, приваренным к так называемому «ложному днищу»;

2) зона ввода сырья;

3) зона реакции;

4) зона сепарации. В этой зоне реактора происходит отделение от катализатора продуктов реакции и непрореагировавшего сырья (рис. 3.37, а). Сепарационная зона может быть выполнена в виде нанизанных на трубки гирлянд колпачков. Пары продуктов реакции и непрореагировавшего сырья поступают сначала под колпачок, а затем через отверстия под колпачками в пространство трубки;

5) зона регенерации. Катализатор поступает под трубную решетку в зону регенерации, которая происходит путем его отпарки, т.к. противотоком к катализатору в зону подается водяной пар, который выводится из зоны вместе с продуктами реакции;

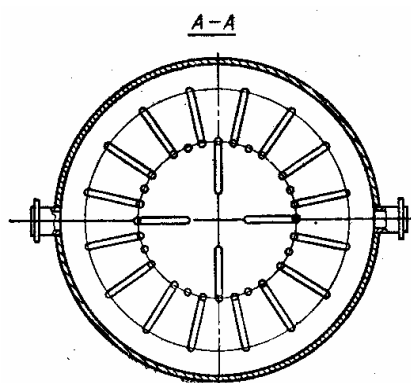
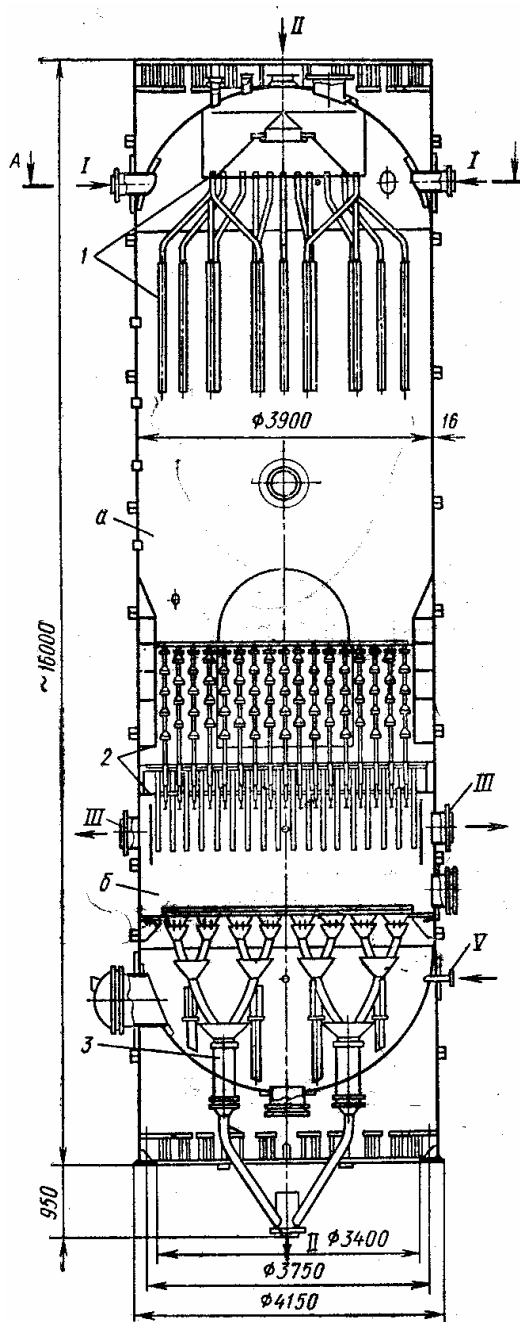


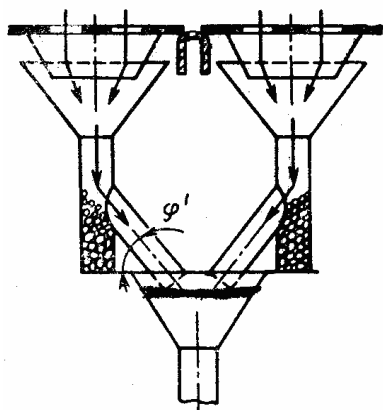
Рис. 3.36. Реактор каталитического крекинга с шариковым движущимся катализатором:

I – сырье; *II* – катализатор; *III* – продукты реакции; *IV* – катализатор; *V* – водяной пар;

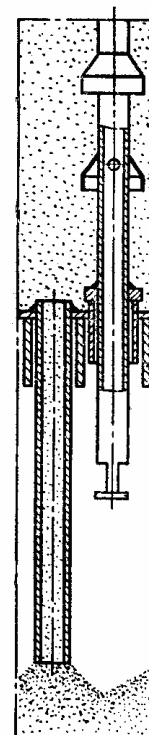
a – зона реакции; *b* – зона регенерации катализатора;

1 – распределительное устройство; 2 – сепарационное устройство; 3 – сборное выравнивающее устройство

б) зона сбора и вывода катализатора. В этой зоне расположено нижнее сборное выравнивающее устройство, с помощью которого производится равномерный вывод катализатора по всему объему реактора (рис. 3.37, б). Устройство состоит из системы воронок, соединенных трубками, угол наклона которых должен быть меньше угла естественного откоса. Далее из реактора регенерированный катализатор пневмотранспортом поступает в верхний бункер для повторного использования.



б



а

Рис. 3.37. Конструкции внутренних устройств реактора каталитического крекинга с шариковым движущимся катализатором:

а – узел сепарационного устройства; б – узел сборного выравнивающего устройства с прямыми трубами

Достоинства реактора. Аппарат более высокопроизводителен в сравнении с реакторами с неподвижным слоем катализатора – до 5 – 10 раз. Высокая производительность реактора обеспечивается большой поверхностью взаимодействия вследствие малых размеров зерен катализатора и их большой подвижности, а также более жесткими условиями ведения процесса. Возможность проводить процесс реакции в жестких условиях обеспечивает возможность проведения частой регенерации катализатора. Подвижность псевдоожиженного слоя способствует выравниванию концентрации реагентов и температур в реакторе и высокому коэффициенту теплопередачи. Регулирование теплового режима реактора достигается изменением температуры и количества поступающего в реактор катализатора, который является теплоносителем. При экзотермической реакции катализатор нагревается и уносит теплоту из реактора. Все процессы соединены в одном аппарате. Реактор легко автоматизируем и управляем.

Недостатки реактора. Более сложная конструкция реактора. В процессе работы происходит разрушение катализатора и образование катализаторной пыли, что требует установки в реакторе дополнительных пылеулавливающих устройств. Одновременно вследствие трения катализатора о стенки происходит процесс эрозии стенок реактора. Трудность хорошей организации равномерного движения потока катализатора и возможность образования застойных зон. Требуется высокие давления газа.

3.4.9. Реакторы с псевдооживленным слоем катализатора

Псевдооживленный слой создается при пропуске газа или жидкости снизу вверх через свободно лежащий на решетке слой тонко измельченного катализатора. Решетка представляет собой колпачковую тарелку. Зерна меньшего размера применять нецелесообразно, т.к. при этом начинают проявляться силы межмолекулярного взаимодействия и частицы начинают слипаться в комки до нескольких миллиметров. При интенсивном перемешивании частиц по всему объему реактора создаются условия, близкие к условиям идеального смешения. Благодаря этому по всему объему аппарата устанавливаются одинаковая температура и концентрация реагентов.

Теплообмен от псевдооживленного слоя к теплообменной поверхности осуществляется твердыми частицами, которые, ударяясь о поверхность, отдают или получают тепло. При этом теплоотдача может быть в десятки или сотни раз интенсивней, чем в неподвижном слое. Подвижность псевдооживленного слоя позволяет осуществлять непрерывную регенерацию катализатора, а также использовать его как теплоноситель для ввода или удаления теплоты из реактора. Исходные компоненты можно вводить в реактор без предварительного смешения.

Реакторы с псевдооживленным слоем катализатора применяют в промышленности для крекинга нефтепродуктов на алюмосиликатном катализаторе. Эти реакторы являются самыми крупными аппаратами с кипящим слоем катализатора. Также реакторы с псевдооживленным слоем используются для гидрирования окиси углерода (с целью синтеза метанола, высших спиртов, синтина) и в синтезе аммиака (для гидрирования азота на железном катализаторе).

Псевдооживленный слой катализатора оказался более технологичным и экономичным, чем фильтрующий (неподвижный) слой во многих окислительных процессах, в частности, при окислении этилена до окиси, нафталина и ортоксилла до фталевого ангидрида, сернистого ангидрида до серного и т.д.

Реакторы с псевдооживленным слоем представляют собой вертикальные цилиндрические аппараты, обечайки которых имеют различное

соотношение высоты к диаметру. При этом использование высоких и узких аппаратов нецелесообразно, поскольку в них может возникать эффект поршневого выброса (уноса) катализатора. Реакторы с псевдооживленным слоем катализатора обеспечивают хорошее перемешивание реакционной смеси и постоянство температуры, определяющие хороший вывод целевого продукта. Это особенно важно, когда реакцию проводят в узком диапазоне температур. Процессы, в которых катализатор быстро теряет активность и требует регенерации, практически неосуществимы в реакторах с неподвижным слоем. Псевдооживленный слой в сочетании с пневмотранспортом позволяет проводить такие процессы в агрегате, состоящем из реактора и регенератора, с непрерывно циркулирующим катализатором. Такие агрегаты широко используют в нефтеперерабатывающей промышленности для процессов каталитического крекинга углеводородов. Реакторы с псевдооживленным слоем делятся на реакторы с циркуляцией и без циркуляции катализатора.

3.4.9.1. Одноконтактный реактор с псевдооживленным слоем катализатора

В одноконтактный реактор с псевдооживленным слоем катализатора (рис. 3.38) катализатор поступает вместе с сырьем или отдельно от него в рабочую зону 1, расположенную над неподвижной решеткой. По мере накопления катализатор попадает в пространство между рабочей зоной и аппаратом и удаляется. Газообразный продукт вместе с мелкими частицами катализаторной пыли проходит систему циклонов 2, при этом твердые частицы по перетоку возвращаются в кипящий слой, а газообразные удаляются сверху из аппарата.

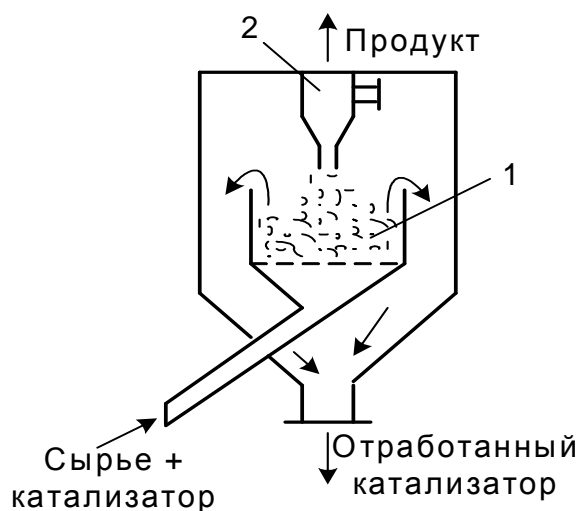


Рис. 3.38. Схема одноконтактного реактора с псевдооживленным слоем катализатора

Достоинства одноконтантного реактора с псевдооживенным слоем катализатора: его высочайшая производительность, большая поверхность контакта фаз, возможность использования мелкого катализатора (но не менее 20 мкм, иначе происходит слипание в комки), непрерывность процесса, близость гидродинамического режима к режиму реактора идеального смешения.

Недостатками такого реактора являются сниженная за счет перемешивания величина движущей силы процесса реакции, наблюдаемый процесс истирания катализатора и эрозии стенок аппарата, необходимость установки дополнительных пылеулавливающих устройств.

3.4.9.2. Многосекционные реакторы с псевдооживенным слоем катализатора

С целью создания более высокой движущей силы реакционного процесса по высоте аппарата часто применяется в реакторах с псевдооживенным слоем катализатора так называемый секционированный кипящий слой (рис. 3.39, 3.40).

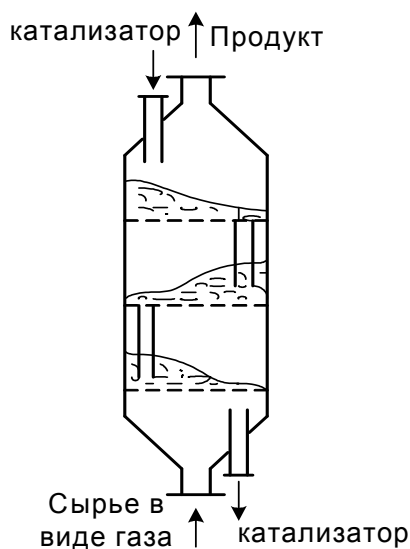


Рис. 3.39. Схема многосекционного реактора

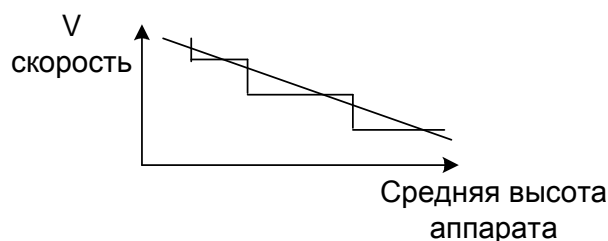


Рис. 3.40. Зависимость скорости реакции от высоты многосекционного реактора

3.4.9.3. Реакторы с псевдооживенным слоем без циркуляции катализатора

В реакторах с псевдооживенным слоем без циркуляции катализатора в оживенный слой помещают внутренние теплообменные устройства

(рис. 3.41), с помощью которых обеспечивается подвод или отведение лишнего тепла из зоны реакции и обеспечивается поддержание нужной температуры в реакторе. Внутренние теплообменные устройства при этом работают лучше при их вертикальном расположении. Унос катализатора предотвращается с помощью установки на выходе газовой фазы секций пористых керамических фильтров, изготовленных в виде труб с запаянным нижним концом. По мере забивки керамических фильтров катализаторной пылью, проводится их регенерация путем обратной продувки газом.

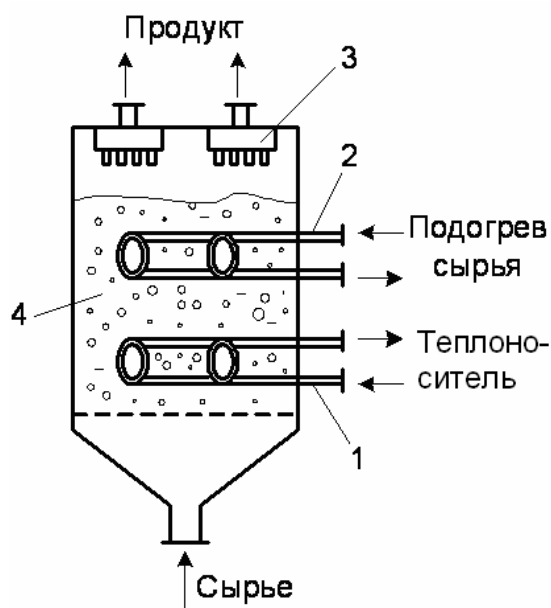


Рис. 3.41. Схема реактора с псевдоожиженным слоем без циркуляции катализатора:

1 – водяной теплообменник; 2 – сырьевой теплообменник; 3 – фильтры; 4 – псевдоожиженный слой катализатора

Недостатком таких реакторов является относительно небольшая конверсия вследствие возможного проскока газа. Чтобы этого избежать, необходимо увеличивать количество катализатора в слое. Также в реакторе происходит процесс истирания катализатора и эрозии стенок аппарата.

3.4.9.4. Реакторы с псевдоожиженным слоем с циркуляцией катализатора

Реактор каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем пылевидного катализатора (с циркуляцией катализатора) имеет форму ступенчатого цилиндра с коническими переходами (рис. 3.42). В средней части корпуса 2 размещена распределительная решетка 8, через которую из трубы 9 в рабочую зону аппарата поступает смесь паров сырья с катализатором.

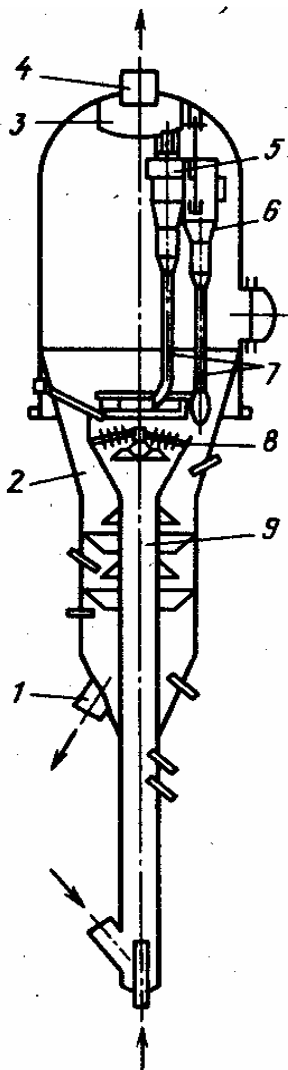
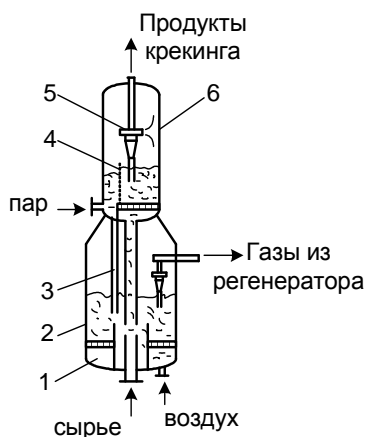


Рис. 3.42. Схема реактора каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем пылевидного катализатора (с циркуляцией катализатора)

В зоне над решеткой, занятой кипящим слоем, реакция протекает при температуре 500 °С. Продукты реакции с частицами катализатора поступают в верхнюю часть, где расположены циклонные элементы 5 и 6, образующие двухступенчатый батарейный циклон. Здесь пары углеводородов отделяются от катализатора, собираются в верхней цилиндрической камере 3 и отводятся из реактора через штуцер 4. Отделенный в циклонах от продуктов реакции пылевидный катализатор из бункеров циклонов по спускным трубам (стоякам) 7 возвращается в кипящий слой. Отработанный катализатор (частицы, «обросшие» слоем кокса) перемещается вниз между распределительной решеткой 8 и стенкой корпуса 2. Затем он поступает в нижнюю суженную цилиндрическую часть реактора, где из него выделяются углеводороды. После этого катализатор через нижний штуцер 1 реактора по трубе

подается в распределительное устройство регенератора.

Корпус аппарата изготовлен из углеродистой стали, внутренние устройства – из легированной стали. Внутренняя изоляция корпуса состоит из трех слоев: торкрет-бетона, шлаковаты и легковесного огнеупорного кирпича. Изоляция облицована изнутри листовой легированной сталью.



Другая конструкция реактора с псевдоожиженным слоем с циркуляцией катализатора представлена на рис. 3.43. В таком реакторе для обеспечения режима циркуляции катализатора плотность псевдоожиженного слоя в зоне реак-

Рис. 3.43. Схема реактора с псевдоожиженным слоем с циркуляцией катализатора:

1 – эжектор; 2 – регенератор; 3 – опускная труба; 4 – перегородка; 5 – циклон; 6 – корпус реактора

ции должна быть больше, чем плотность в зоне за перегородкой над опускной трубой.

3.4.9.5. Реакторно-регенераторный блок установки каталитического крекинга MSCC

Каталитический крекинг является специфическим процессом нефтепереработки, поэтому применяемые аппараты и оборудование имеют свои особенности. Высокая температура, абразивное воздействие движущейся твердой фазы, а также коррозионное влияние некоторых агрессивных веществ предъявляют повышенные требования к конструкции аппаратов и материалам для их изготовления. Особенно это касается реакторно-регенераторного блока, который называют сердцем установки. Рассмотрим более подробно основное технологическое оборудование реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга MSCC (лицензиар процесса – компания UOP, США).

Реактор. Реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с переменным диаметром. Схематично он показан на рис. 3.44. Внутри корпус аппарата и все детали, соприкасающиеся с движущимся катализатором, защищены от эрозии и коррозионного воздействия химически активных веществ изолирующей огнеупорной футеровкой толщиной 125 – 150 мм, имеющей в своем составе тонкие металлические иглы длиной 30 – 40 мм, что создает дополнительный армирующий эффект и усиливает прочность футеровки. Для повышения механической прочности слоя футеровки предусмотрена арматура в виде спиральных «усов», выполненных из стальной проволоки диаметром 7 – 8 мм и длиной 100 – 150 мм и приваренных средней частью к внутренней поверхности реактора.

Реактор установлен на бетонном постаменте высотой примерно 10 м. Высота самого аппарата составляет около 30 м. По высоте реактор снизу-вверх условно делится на три зоны:

- зона отпарки закоксованного катализатора (стриппер);
- зона реакции и первичного отделения продуктов от катализатора;
- зона вывода газопаровой продуктовой смеси.

Зона отпарки закоксованного катализатора предназначена для удаления с помощью водяного пара увлеченных катализатором углеводородных паров. Катализатор опускается в стриппер через несколько решеток. Пар подается под нижнюю решетку.

Зона реакции и первичного отделения продуктов от катализатора. Реакции каталитического крекинга протекают в весьма короткий промежуток времени. Этому способствует специальное устройство ввода сырья,

разделяющее большой поток, предварительно смешанный с водяным паром, на 16 меньших, что позволяет тонко диспергировать сырье и в результате значительно облегчить его испарение. Сопла для подачи сырья сверху защищены металлической пластиной, предохраняющей от абразивного действия стекающего катализатора.

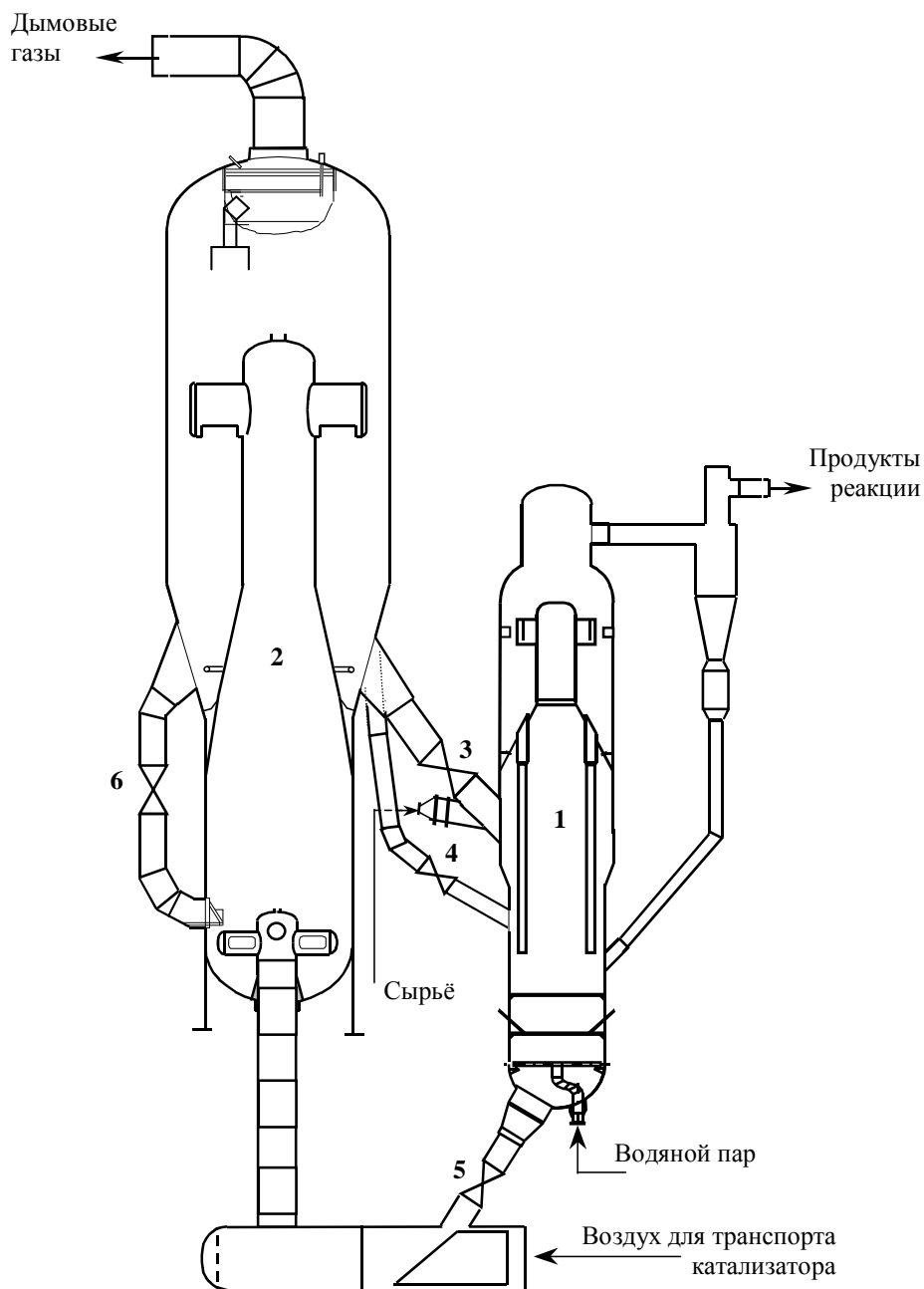


Рис. 3.44. Реакторно-регенераторный блок установки MSCC:

1 – реактор, 2 – регенератор; 3 – специальная задвижка регенерированного катализатора; 4 – специальная задвижка горячего катализатора в стриппер; 5 – специальная задвижка отработанного катализатора; 6 – специальная задвижка циркулирующего катализатора

Практически сразу после встречи с распыленным сырьем катализатор подхватывается парогазовым продуктовым потоком и выносится в райзер. Райзер представляет собой специальную конструкцию, нижняя конусная часть которой полностью перекрывает сечение реактора и служит для сбора и упорядочения движения парогазового потока. В цилиндрическом (разгонном) участке поток увеличивает скорость (за счет уменьшения диаметра) почти в 2,5 раза и попадает в вихревой сепаратор. Принцип действия вихревой системы разделения показан на рис. 3.45.

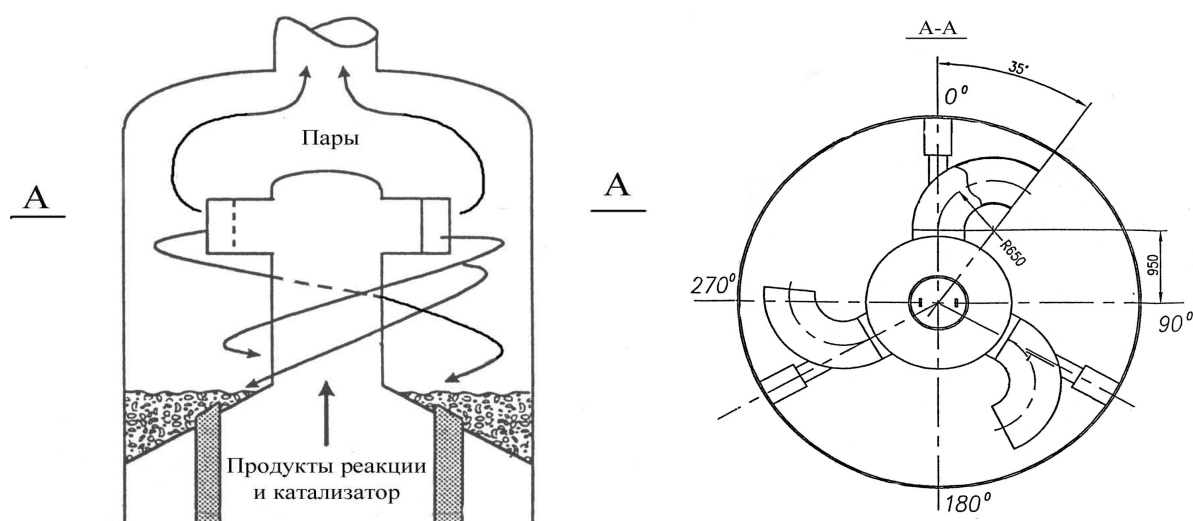


Рис. 3.45. Система вихревого разделения продуктов реакции и катализатора

Катализатор отбрасывается к стенкам сепаратора по принципу центрифуги, завихряется и стекает вниз по спирали вдоль стенок корпуса в накопительное пространство, образуемое конусной частью райзера и корпусом реактора. Оттуда он по семи перепускным трубам поступает в зону отпарки. Вихревая система является первой стадией разделения твердой и паровой фаз. Выходящие из сепаратора пары уносят некоторое количество частиц катализатора. Поэтому парогазовая продуктовая смесь направляется в пять параллельно работающих циклонов. В них происходит окончательная очистка продуктов реакции от катализатора, который из циклонов также стекает в стриппер реактора.

Регенератор. Регенератор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с переменным диаметром, больший по объему, чем реактор, т.к. при сгорании кокса образуются довольно большое количество дымовых газов, значительно превышающее объем паров в реакторе. Кроме того, в нем устанавливаются внутренние циклоны, для размещения которых требуется пространство. Огнеупорный слой футеровки накладывается

поверх специальной формы якорных болтов. В зонах высокой эрозии, таких как циклоны, устройства распределения воздуха и задвижки катализатора накладывается специальный слой, устойчивый к истиранию, толщиной 19 мм. Высота аппарата составляет 45 м, высота постаментов – 12,5 м. Общий вид регенератора приведен на рис. 3.45.

Регенератор разделен на две секции. В нижней, камере сгорания, происходит выжиг кокса с отработанного катализатора, поступающего из реактора, который смешивается предварительно с воздухом от главной воздуходувки во внешнем райзере смешения. Смесь поступает через главный коллектор-распределитель, обеспечивающий равномерное ее распределение по объему, в камеру сгорания, где процесс выжига кокса происходит в кипящем слое.

Верхняя секция или верхний регенератор создает необходимый объем для отделения регенерированного катализатора от дымовых газов и обеспечивает уравнивание в системе его циркуляции. Здесь размещены 10 двухступенчатых циклонов, которые подвешены на металлических штангах к крышке регенератора и дополнительно укреплены между собой и стенкой корпуса.

Регенерированный катализатор потоком дымовых газов транспортируется по райзеру в Т-образный разделитель, являющийся его верхней частью. Отделенное здесь основное количество катализатора сыпается в пространство между стенкой регенератора и райзером, образуя слой, уровень которого регулируется. Сюда же добавляется свежий или равновесный катализатор. Из этого слоя регенерированный катализатор стекает через задвижки в реактор, а также осуществляется его циркуляция в камеру сгорания.

Отработанный катализатор поступает в регенератор с температурой 495 – 530 °С. Эта температура является недостаточно высокой для полного выжига кокса в аппарате большого размера. Поэтому горячий катализатор из верхней секции в количестве, приблизительно равном расходу отработанного катализатора, постоянно циркулирует в камере сгорания, что повышает эффективность процесса сгорания кокса. Регулированием расхода горячего регенерированного катализатора можно управлять следующими процессами в камере сгорания: температурой смешения перед сжиганием, плотностью слоя катализатора, а также временем выгорания кокса. Это, в конечном счете, позволяет оптимизировать в целом процесс регенерации катализатора.

Дымовые газы, выходящие из Т-образного разделителя, увлекают с собой некоторое количество наиболее мелких частиц катализатора. Уне-

сенная твердая фаза отделяется в десяти параллельно работающих двухступенчатых циклонах и стекает из них в слой регенерированного катализатора. Освобожденные от твердых частиц дымовые газы из каждого циклона собираются в сборной камере, называемой пленумом, и выводятся из регенератора на очистку и использования их теплоты.

3.4.10. Влияние условий проведения процесса на выбор конструкционных материалов

Для изготовления типовой реакционной аппаратуры используют различные конструкционные материалы, обладающие разнообразными, часто специфическими свойствами. В частности они должны иметь достаточную механическую прочность, химическую стойкость к коррозионному воздействию исходных веществ и продуктов реакции, не оказывать каталитического воздействия на процесс химического превращения, иметь достаточно хорошую и термическую обрабатываемость, а также быть доступными и дешевыми.

Все конструкционные материалы, применяемые для изготовления реакционной аппаратуры можно объединить в две группы: металлы и неметаллические материалы.

Металлы. Наиболее широкое распространение в реакторостроении получили стали и чугуны. Для изготовления аппаратов используются стали различных марок: углеродистая сталь (фланцы, болты, трубные решетки, корпуса); высококачественная углеродистая сталь (корпуса, днища, детали эмалированной аппаратуры, а также аппаратура, работающая при высоком давлении и при температуре от -40 до $+450$ °С и т.д.); стальное литье (реакторы типа автоклавов, фасонные детали); листовая сталь (аппараты, работающие под давлением до 6 МПа и температуре 450 °С); легированные (специальные) стали – нержавеющие, кислотостойкие жаропрочные, окалиностойкие и т.д. (аппараты, работающие в условиях воздействия азотной или соляной кислоты).

Наиболее часто применяют следующие марки чугунов: серый чугун (корпуса аппаратов); ковкий и высокопрочный чугун (отдельные детали аппаратов, обладающие высокой прочностью); щелочестойкий чугун (аппараты, работающие в среде NaOH, KOH).

Также при изготовлении отдельных реакторов применяются цветные и редкие металлы: алюминий (аппаратура, работающая при воздействии азотной кислоты, при температуре ниже 150 °С и нормальном давлении); медь и никель (аппараты, работающие в условиях воздействия горячих химических агрессивных сред); тантал (аппаратура, стойкая к воздействию

горячей соляной кислоты или смеси азотной или соляной кислот при температуре до 350 °С и давлении до 7 МПа); титан (облицовка внутренних поверхностей реакторов, работающих в условиях воздействия уксусной кислоты, разбавленной соляной кислоты, растворов хлористого магния).

Для изготовления реакторов используют также двухслойный конструкционный листовый материал. Основной слой – углеродистая сталь; второй слой (плакирующий) из цветного или легированного металла наносится на основной и непосредственно соприкасается с реакционной средой.

Тем самым снижается расход дефицитного дорогостоящего металла, удешевление стоимости конструкционного материала при повышении его коррозионной стойкости.

Из *неметаллических материалов* чаще используют керамику, фарфор, стекло, кислотоупорный бетон и т.д. (неорганические материалы), из органических материалов – графит и графитовые материалы, фаолит, текстолит, винипласт, тефлон и т.д.

Кроме того, применяются защитные покрытия от коррозии – свинец, эмаль, стекло. Наиболее часто применяют футеровку из метлахской плитки, кислотоупорного кирпича, графитовые плитки, резину, каучук, пластические массы и т.д. При помощи резины и каучука производят гуммирование оборудования.

Тема 4 ПЕЧИ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

4.1. Классификация печей химической промышленности

Печи, используемые в химической промышленности, предназначены для нагревания, частичного или полного испарения жидкого сырья и для проведения высокотемпературных термотехнологических и химических процессов. Достижение высоких температур в печи обеспечивается за счет сжигания в ней топлива или за счет электрообогрева. Сырье и топливо могут подаваться в печь в любом агрегатном состоянии: газообразном, жидком, твердом. Режим работы печей может быть периодическим или непрерывным.

Печи химической промышленности по конструктивным признакам делят:

- на трубчатые (применяются для работы с жидкими, газообразными или парообразными средами);
- барабанные;
- печи с кипящим слоем катализатора или обрабатываемого материала;
- шахтные;
- камерные;
- подовые;
- туннельные;
- ванны и др.

На конструкцию печей, главным образом, влияет вид сырья и способ перемещения материала.

Сырье в виде газа, пара или жидкости подается в печь и перемещается в ней по трубчатому змеевику с помощью насоса или газодувки. Подобным образом организована работа трубчатой печи. Труднее осуществить перемещение в печи сырья в виде твердого материала. Так, в барабанной печи твердый материал перемещается за счет вращения барабана. В печах с кипящим слоем используется текучесть псевдоожигенного материала. В шахтных печах происходит перемещение в плотном твердом слое под действием силы тяжести. Камерные печи снабжены механизированными решетками или колосниками. В подовых печах вращается или перемещается под печи. В туннельных печах для перемещения материала используются вагонетки или конвейеры. В ваннных печах твердая фаза подается из питателя, а расплав удаляется самотеком.

4.2. Трубчатые печи

Большое распространение в химической и нефтеперерабатывающей промышленности получили трубчатые печи.

Трубчатая печь – это строительно-технологическое сооружение, состоящее из следующих функциональных узлов: фундамента, каркаса, футеровки, змеевика, горелок, утилизаторов тепла, дымовой трубы и гарнитуры.

Теплообменная поверхность трубчатых печей имеет вид непрерывного трубчатого змеевика, по которому движется нагреваемая жидкость. Внутренний объем печи разделяется горизонтальной или вертикальной стенкой на две неравные части, из которых одна – большая – является топочным пространством и называется камерой радиации (топкой), а другая – меньшая – называется камерой конвекции. В камере радиации монтируются топливные форсунки, на которых осуществляется сжигание топливно-воздушной смеси.

Передача тепла сырью в радиантной камере трубчатой печи происходит главным образом за счет теплового излучения, т.е. радиации факелов пламени и раскаленных продуктов сгорания. Передача тепла в конвекционной камере – путем конвекции от дымовых продуктов.

Основную тепловую нагрузку в трубчатых печах воспринимают радиантные секции труб, конвекционные же трубы воспринимают значительно меньше тепла. Для увеличения количества тепла, воспринимаемого конвекционными трубами, их располагают очень близко друг к другу и заполняют ими весь объем камеры. Это повышает скорость движения и турбулентность дымовых продуктов.

Все трубы конвекционной и радиантной секций последовательно соединяются в один непрерывный змеевик. Диаметры применяемых труб колеблются в пределах от 76 до 159 мм, а общая длина змеевика в некоторых типах печей доходит до 200 – 250 м.

Трубы секций соединены последовательно фасонными отливками, так называемыми двойниками или ретурбендами, вынесенными в специальные короба.

Жидкое и газообразное топливо, подводимое к форсункам, сгорает в камере радиации, выделяя большое количество тепла. Из радиантной камеры дымовые продукты поступают в конвекционную камеру, а затем в боров и дымовую трубу. В зависимости от назначения печи температура в зоне сгорания топлива может доходить до 750 – 1400 °С. Температура дымовых продуктов при выходе из радиантной камеры составляет около

800 – 900 °С, а при переходе из конвекционной камеры в боров она примерно на 100 – 150 °С выше температуры поступающего в печь сырья.

Очень часто тепло отходящих дымовых продуктов используют для подогрева воздуха, подаваемого в печь, а также подогрева воды в экономайзерах или выработки в котлах-утилизаторах водяного пара.

Сырье, подлежащее нагреву, подается насосами в трубы змеевика печи и, проходя последовательно через трубы вначале конвекционной, а затем радиантной камер, нагревается до заданной температуры.

4.3. Классификация трубчатых печей по технологическим и конструктивным признакам

Трубчатые печи, применяемые в настоящее время в химической и нефтеперерабатывающей промышленности, можно классифицировать по технологическим признакам следующим образом:

- 1) по целевой принадлежности:
 - для нагрева сырья (характеризуются высокой производительностью и умеренными температурами нагрева (300 – 500 °С), используются на установках первичной переработки нефти, вторичной перегонки бензина, газофракционирующих установках);
 - одновременно с нагревом и перегревом сырья используется в качестве реакторов (рабочие условия таких печей отличаются высокими температурами и невысокой массовой скоростью, используются на установках пиролиза, конверсии углеводородных газов и др.);
- 2) по способу передачи тепла:
 - радиантные (радиантные печи, без конвекционной камеры, имеют низкий КПД и их применяют при очень малых тепловых мощностях);
 - конвекционные (конвекционные печи, не имеющие радиантных труб, с производства сняты из-за неэффективного использования металла);
 - радиантно-конвекционные;
- 3) по способу сжигания топлива:
 - факельное сжигание. Размеры факела постоянно колеблются, изменяются размеры поверхности излучения, поэтому изменяется количество тепла, которое передается трубам. Значит, облучение недостаточно равномерное;

- настильное пламя. Настильное пламя образуется в случае, когда факел из горелки направляется на стену самой печи. При этом стена разогревается, размеры поверхности излучения фиксированы, что обеспечивает более равномерное облучение радиантных труб змеевика, чем от свободного факела;
 - печи с излучающими стенками топки. В этих печах используются специальные панельные горелки, сгорание топлива происходит внутри каналов из керамики. При сгорании топлива за пределы горелки пламя не распространяется, керамика разогревается при нормальном распределении газа по горелкам, стены печи собраны из горелок и представляют собой поверхность излучения практически одинаковой температуры;
- 4) по способу облучения радиантных труб:
- одностороннее облучение;
 - двухстороннее облучение.

При двухстороннем облучении допустимое теплонапряжение труб при прочих равных условиях выше, чем при одностороннем облучении, следовательно, для обеспечения передачи заданного количества тепла требуется меньшая площадь поверхности радиантных труб. Отсюда меньшая металлоемкость печи, меньшие габариты топки, меньший расход огнеупорных материалов.

В зависимости от конструкции трубчатые печи классифицируют по следующим конструктивным признакам:

- 1) по форме печи:
- шатровые;
 - коробчатые ширококамерные;
 - коробчатые узкокамерные;
 - цилиндрические;
 - кольцевые;
 - секционные;
 - многокамерные.

Наиболее компактными являются цилиндрические трубчатые печи, это обеспечивает их меньшую стоимость, меньшие тепловые потери и соответственно более высокий КПД (до 80 %). Недостаток цилиндрических трубчатых печей – ограничение в компоновке конвекционных труб (прежде всего по их длине);

- 2) по расположению змеевиков:
- вертикальный змеевик;

- горизонтальный змеевик;
- витой змеевик.

Вертикальная трубная система печи имеет много преимуществ:

- возможны простые конструктивные решения для создания практически любого числа сырьевых потоков с одинаковыми рабочими условиями;
- узлы трубных опор работают только на растяжение, размещены вдали от горелок, в зонах низких температур, следовательно, возможно применение недорогих материалов;
- вертикально подвешенные змеевики свободно расширяются и сжимаются с изменением температуры в печи, поэтому в отличие от печей с горизонтальными трубчатыми змеевиками здесь не наблюдается прогиб труб между опорами и трение в опорах;
- основной поток тепла радиации воспринимается в первую очередь трубчатыми змеевиками, следовательно, тоньше слой огнеупорной футеровки, ниже тепловые потери печи – менее 2 % (у других печей до 5 %);
- малая тепловая инерционность печи.

Горизонтальный змеевик, в свою очередь, легче извлекать из печи для ремонта и проще освобождать от продукта;

3) по взаимному расположению радиантной и конвекционной камер печи:

- конвекционная камера расположена над радиантной камерой;
- конвекционная камера расположена под радиантной камерой;
- конвекционная камера расположена рядом с радиантной камерой.

Верхнее расположение конвекционной камеры обеспечивает меньшее гидравлическое сопротивление газового тракта, следовательно, требуется меньшая высота дымовой трубы, меньшие затраты на ее сооружение и ремонт. С точки зрения обслуживания и ремонта печи удобнее, когда обе камеры находятся на одном уровне.

4.4. Топливо. Расчет процесса горения топлива. Расход топлива

4.4.1. Топливо: элементный состав, виды, теплота сгорания

Качество топлива зависит от его агрегатного состояния и элементного состава. В расчете процесса горения используется элементный состав на полную или рабочую массу:

$$C^P + H^P + S^P + N^P + O^P + W^P + A^P = 100 \text{ \% масс.}$$

где C^p, H^p, S^p, N^p, O^p – концентрация в рабочей массе топлива соответственно углерода, водорода, серы, азота и кислорода;

W^p – содержание в топливе влаги;

A^p – содержание золы.

Топливо в том виде, в котором оно сжигается в топке, называется рабочим, а его массу и состав называют соответственно рабочей массой и составом.

Наиболее технологичными видами топлива являются топливный газ и жидкое топливо. В твердых топливах много золы, влаги. В торфе, дровах и сланцах к тому же много кислорода. Зола при высоких температурах плавится, растекается по твердым частицам топлива и закрывает доступ кислорода к горючим элементам, кроме того, требуется ее удалять из топки. При большом количестве влаги в топливе его трудно воспламенить, т.е. необходимо удалять влагу из топлива путем его подсушивания. Теплота парообразования воды очень высокая и на испарение влаги из топлива тратится большое количество тепла.

Теплотой сгорания топлива называется количество теплоты, которое выделяется при сжигании 1 кг данного топлива.

В расчетах используется низшая теплота сгорания топлива Q_n^p , которая в отличие от высшей теплоты сгорания Q_g^p не учитывает тепло конденсации водяного пара, образовавшегося при сгорании топлива.

Теплота конденсации водяного пара при атмосферном давлении составляет около 2500 кДж/кг. При сгорании 1 кг водорода образуется 9 кг водяных паров ($2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$). Кроме того, испаряется $W^p/100$ кг влаги, содержащейся в 1 кг рабочего топлива. Отсюда теплота конденсации водяных паров будет равна

$$2500 \cdot (9H^p/100 + W^p/100) = 25 \cdot (9H^p + W^p).$$

Следовательно,

$$Q_n^p = Q_g^p - 25 \cdot (9H^p + W^p).$$

Теплоту сгорания топлива можно определить (в кДж/кг), имея элементный состав топлива, по следующим формулам, предложенным Д.И. Менделеевым:

$$Q_g^p = 339 \cdot C^p + 1255 \cdot H^p + 109 \cdot (S^p - O^p),$$

$$Q_n^p = 339 \cdot C^p + 1030 \cdot H^p + 109 \cdot (S^p - O^p) - 25 \cdot W^p.$$

Существуют также другие, более точные, формулы для расчета низшей теплоты сгорания газообразного, жидкого и твердого топлива.

Для сравнения различных видов топлива, оценки их запасов используют понятие «условное топливо», которое имеет теплоту сгорания 29,3 МДж/кг = 7000 ккал/кг.

В табл. 4.1 приведен состав горючей массы, в табл. 4.2 – теплота сгорания некоторых видов топлива.

Таблица 4.1

Состав горючей массы топлива, % (масс.)

Вид топлива	C^p	H^p	O^p	S^p
Дрова	50	6	43	0
Торф	53 – 62	5 – 6	32 – 37	0,1 – 0,3
Бурый уголь	62 – 72	4,5 – 6	18 – 27	0,5 – 6
Каменный уголь	75 – 90	4,5 – 5,5	4 – 15	0,6 – 6
Антрацит	90 – 96	1,0 – 2,0	1 – 2	0,5 – 7
Нефть	83 – 86	11 – 13	1 – 3	0,2 – 4
Природный газ	70 – 75	20 – 25	3 – 5	0 – 3

Таблица 4.2

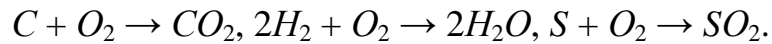
Теплота сгорания топлива

Топливо	Q_n^p , МДж/кг	Топливо	Q_n^p , МДж/кг
Дрова	10,5 – 14,7	Мазут	40,0 – 45,5
Торф	8,4 – 10,5	Керосин	44,0 – 46,0
Бурый уголь	6,3 – 10,9	Бензин	44,0 – 47,0
Каменный уголь	21,0 – 30,0	Природный газ	27,0 – 38,0
Антрацит	27,0 – 31,0	Попутный газ	42,0 – 71,0
Горючие сланцы	7,3 – 15,0	Коксовый газ	15,0 – 21,0
Древесный уголь	30,0 – 34,0	Доменный газ	3,1 – 4,1
Полукокс	25,0 – 31,0	Генераторный газ	4,6 – 7,1
Кокс	28,0 – 31,0	Водяной газ	10,5 – 11,7
Нефть	43,0 – 46,0		

4.4.2. Расчет процесса горения топлива. Расход воздуха

Для любых огневых нагревателей расчет процесса горения топлива выполняют одинаково. Цель расчета – определить расход воздуха, требуемый для сжигания топлива, а также состав, количество и энтальпию образующихся при сжигании дымовых газов. Расчет выполняется для 1 кг топлива. При этом принимается, что воздух в своем составе содержит 23 % масс. кислорода и 77 % масс. азота. Содержанием влаги в воздухе пренебрегают.

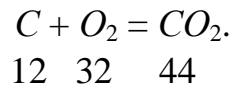
Горючими элементами топлива является углерод C , водород H и сера S , которые окисляются кислородом воздуха (горят) по следующим реакциям:



Расчет процесса горения топлива производится по указанным уравнениям реакций, при этом образование оксида углерода (II) CO и окислов азота NO_x не учитывается.

На основании этих соотношений рассчитывают массу кислорода, необходимого для полного сжигания соответствующих элементов при известном их содержании в топливе.

Определим количество кислорода, необходимое для полного сжигания 1 кг углерода:



Для сжигания 1 кг углерода необходимо $32/12 = 2,67$ кг кислорода, в результате чего образуется следующее количество углекислого газа:

$$m_{CO_2} = 2,67 + 1 = 3,67 \text{ (кг } CO_2\text{)/(кг } C\text{)}.$$

Для сжигания килограмма H_2 требуется 8 кг O_2 и в результате образуется 9 кг водяного пара.

Для сжигания килограмма S требуется 1 кг O_2 и в результате образуется 2 кг сернистого ангидрида (SO_2).

Теоретический расход воздуха на сжигание 1 кг топлива в этом случае можно рассчитать как

$$L_0 = \frac{2,67 \cdot C^p + 8 \cdot H^p + S - O}{23\% (\text{масс.}) O_2 \text{ в воздухе}} \left[\frac{\text{кг воздуха}}{\text{кг топлива}} \right].$$

Действительный расход воздуха больше теоретического:

$$L_{\text{действ}} = \alpha \cdot L_0,$$

где α – коэффициент избытка воздуха.

При проектировании коэффициент α принимается с учетом агрегатного состояния топлива, его вида, а также технической характеристики горелки, применяемой для сжигания топлива. Чем меньше величина α , при которой можно сжигать топливо, тем экономичнее теплосиловая установка.

Топливный газ и воздух хорошо перемешиваются. Для газа коэффициент избытка воздуха $\alpha_2 = 1,03 \dots 1,05$. В некоторых случаях α_2 может быть равным 1,1.

Для жидкости коэффициент α больше и зависит от того, насколько хорошо происходит процесс распыления жидкого топлива и образования топливно-воздушной смеси: $\alpha_{жс} = 1,2...1,3$.

Коэффициент избытка воздуха при эксплуатации должен выдерживаться в строгом соответствии с видом топлива. Если воздуха недостаточно, то происходит неполное сгорание топлива – тепла выделяется меньше, расход топлива растет. Если расход воздуха больше необходимого, то растут потери тепла с дымовыми газами и расход топлива также увеличивается.

Большую часть эксплуатационных расходов по техническому обслуживанию печей составляют расходы на топливо. Поэтому сжигание его с оптимальным избытком воздуха позволяет значительно повысить коэффициент полезного действия, являющийся основной характеристикой экономичности работы печей. В табл. 4.3 приведены действительные КПД трубчатых печей для ряда значений избытка воздуха, отнесенные к теоретическому КПД при нулевом избытке воздуха. Из приведенных данных видно, как снижается экономичность использования топлива с возрастанием избытка воздуха.

Таблица 4.3

Влияние возрастания избытка воздуха на экономичность использования топлива

Избыток воздуха, %	0	10	20	30	40	50	75	100	150
Отношение КПД	1,00	0,96	0,93	0,91	0,90	0,89	0,85	0,81	0,75

Контроль за величиной α ведут по концентрации избыточного кислорода в дымовых газах. Так, на газоходах дымовых газов устанавливаются газоанализаторы, регистрирующие содержание кислорода в дымовых газах. Содержание кислорода в дымовых газах выдерживается в пределах: при сжигании мазута – 3,0 – 3,5 %, топливного газа – 1,0 – 1,5 %. Недостатком этого метода контроля является возможность ошибки, связанной с подсосом воздуха в топку и газовый тракт (топка находится под разрежением).

Увеличение избытка воздуха часто объясняется негерметичностью конструкции печи. Холодный воздух обычно проникает в печь через щели в двойниковых коробах, гляделки, взрывные окна и другие неплотности корпуса и обмуровки топки вследствие разрежения, создаваемого тягой. При этом снижается температура газов в топке, ухудшается теплообмен, расходуется дополнительное количество топлива. Постоянный контроль количества проникшего в печь воздуха отсутствует, поэтому непроизводительный расход топлива очень велик. По некоторым данным при устранении неплотностей в топке необходимое количество топлива снижается на 5 %. Для срав-

нения, в результате эксплуатации сложной и металлоемкой системы воздухоподогревателей достигается экономия топлива 10 – 12 %.

О полноте сгорания топлива можно судить по цвету дыма. При полном сгорании газов образуются водяные пары и диоксид углерода, не имеющие цвета. Бесцветен и азот воздуха, который не участвует в горении. Следовательно, при полном сгорании топлива дыма из трубы не видно, а в холодное время года может наблюдаться лишь водяной пар. При сгорании жидкого топлива дым имеет сероватый оттенок. В случае недостатка воздуха сгорание топлива становится неполным и из трубы виден черный дым. Возникновение темного дыма может быть обусловлено также и другими причинами: применением малонагретого топлива большой вязкости; снижением давления распыливающего пара, чрезмерно большой подачей мазута или недостаточным подводом воздуха, попаданием в горелки высоковязких осадков. Кроме того, густой черный дым появляется при прогаре печных труб.

4.4.3. Состав продуктов сгорания топлива. Энтальпия дымовых газов

Масса дымовых газов равна сумме масс входящих в него компонентов $\sum m_i$:

$$\sum m_i = m_{N_2} + m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{SO_2} + m_{O_2}.$$

Расчет ведется для 1 кг топлива, образование оксида углерода (II) CO и окислов азота NO_x не учитывается.

$$\text{Масса азота в дымовых газах: } m_{N_2} = 0,77 \cdot \alpha \cdot L_0.$$

$$\text{Масса углекислого газа в дымовых газах: } m_{CO_2} = \frac{3,67 \cdot C_p}{100}.$$

$$\text{Масса водяного пара в дымовых газах: } m_{H_2O} = \frac{9 \cdot H^p}{100}.$$

С учетом форсуночного пара (при сжигании жидкого топлива)

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H^p + W_\phi,$$

где W_ϕ – масса форсуночного пара, использованного при сжигании 1 кг жидкого топлива.

$$\text{Масса диоксида серы в дымовых газах: } m_{SO_2} = \frac{2 \cdot S^p}{100}.$$

$$\text{Масса избыточного кислорода в дымовых газах: } m_{O_2} = 0,23 \cdot (\alpha - 1) \cdot L_0.$$

Допустимая концентрация кислорода в дымовых газах при данном значении коэффициента α : $\frac{m_{O_2}}{\sum m_i} \cdot 100 \%$.

Найдем объемное количество продуктов сгорания (в м³) на 1 кг топлива (при нормальных условиях).

$$\sum V_i = V_{N_2} + V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{SO_2} + V_{O_2},$$

где объемы компонентов дымовых газов определим как

$$V_{CO_2} = \frac{m_{CO_2} \cdot 22,4}{M_{CO_2}} = \frac{m_{CO_2} \cdot 22,4}{44};$$

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O} \cdot 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{m_{H_2O} \cdot 22,4}{18};$$

$$V_{O_2} = \frac{m_{O_2} \cdot 22,4}{M_{O_2}} = \frac{m_{O_2} \cdot 22,4}{32};$$

$$V_{N_2} = \frac{m_{N_2} \cdot 22,4}{M_{N_2}} = \frac{m_{N_2} \cdot 22,4}{28};$$

$$V_{SO_2} = \frac{m_{SO_2} \cdot 22,4}{M_{SO_2}} = \frac{m_{SO_2} \cdot 22,4}{64}.$$

Плотность продуктов сгорания при нормальных условиях (273 К и 0,1013 МПа):

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i}.$$

Энтальпия дымовых газов q_t при температуре t рассчитывается как

$$q_t = t \cdot \sum (m_i \cdot c_i),$$

где q_t – энтальпия дымовых газов в расчете на суммарную массу дымовых газов, полученных из 1 кг топлива, кДж/кг;

m_i – масса i -того компонента дымовых газов;

c_i – средняя массовая теплоемкость i -того компонента дымовых газов, определяется из таблиц в зависимости от температуры дымовых газов;

t – температура дымовых газов, °С.

Задаваясь несколькими температурами в пределах от 200 до 2000 °С, строят график зависимости энтальпии дымовых газов от температуры. Данный график далее используется при расчете печи для определения тепла уходящих дымовых газов q_{yx} .

4.5. Приближенный тепловой баланс и КПД печи

Приближенный тепловой баланс составляется для 1 кг топлива, при этом учитывается только тепло сгорания топлива. Тепло, вносимое воздухом, самим топливом до сжигания, форсуночным паром и газами рециркуляции, не учитывается:

$$Q_n^p = q_{пол} + q_{yx} + q_{ном},$$

где $q_{пол}$ – полезное тепло, переданное сырью, водяному пару, воде и т.д.;
 q_{yx} – тепло, уходящих дымовых газов, полученных при сжигании 1 кг топлива;

$q_{ном}$ – потери тепла.

Разделив указанное выше выражение на низшую теплоту сгорания топлива Q_n^p , получим значение КПД печи:

$$\eta = \frac{Q_{пол}}{Q_{затр}} = \frac{q_{пол}}{q_{затр}} = \frac{q_{пол}}{Q_n^p},$$

$$1 = \eta + \frac{q_{yx}}{Q_n^p} + \frac{q_{ном}}{Q_n^p},$$

$$\eta = 1 - \frac{q_{yx}}{Q_n^p} - \frac{q_{ном}}{Q_n^p},$$

где q_{yx} – тепло уходящих дымовых газов, полученных из 1 кг сжигаемого топлива,

$$q_{yx} = t_{yx} \cdot \sum_{i=1}^n m_i \cdot c_i,$$

где m_i и c_i – соответственно масса и массовая теплоемкость i -того компонента дымовых газов;

t_{yx} – температура уходящих газов.

При проектировании температуру уходящих дымовых газов принимают, ориентируясь на начальную температуру сырья, а также стоимость металла и топлива.

Для трубчатых печей обычно выбирают температуру уходящих из печи дымовых газов на $100 \div 150 \text{ }^\circ\text{C}$ выше температуры t_1 входящего в печь сырья (рис. 4.1):

$$t_{yx} = t_1 + (100 \div 150 \text{ }^\circ\text{C}).$$

С увеличением разности температур ($t_{yx} - t_1$), увеличивается Δt_{cp} для конвекционных труб и уменьшаются затраты на змеевик, т.к. требуется меньшая его поверхность. С уменьшением разности температур растет цена змеевика, но снижается расход топлива, т.к. снижаются потери тепла с дымовыми газами.

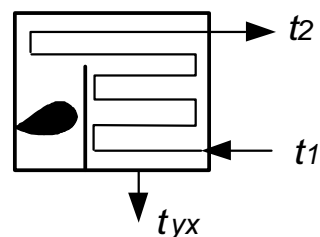


Рис. 4.1. Схема трубчатой печи

Потери тепла через поверхность печи q_{nom} в окружающую среду зависят от габаритов печи, качества и сохранности изоляции, степени экранирования поверхности изнутри. При проектировании принимают $q_{nom}/Q_n^p = 0,03 \dots 0,08$, т.е. $3 \dots 8 \%$. Для цилиндрических печей по результатам обследования тепловые потери составляют около 2% .

Величина КПД для трубчатых печей $\eta = 75 \dots 85 \%$.

На величину КПД также влияет вид топлива. Для шатровых печей, которые еще эксплуатируются на многих НПЗ, по результатам проведенных обследований фактический КПД может значительно отличаться от проектного значения и в отдельных случаях составлять порядка 50% . Из-за неэффективного использования топлива и других недостатков шатровые печи сняты с производства.

Если температура сырья на входе в печь высокая, то тепло дымовых газов после нагрева сырья используют для нагрева воды, перегрева водяного пара или утилизируют тепло в воздухоподогревателях и котлах-утилизаторах. Коэффициенты теплопередачи для воздухоподогревателей $K_{ВП}$, как показывает приведенный ниже расчет, примерно в 2 раза меньше, чем для котлов-утилизаторов $K_{КУ}$:

$$K_{ВП} \approx \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{дым.газов}} + \frac{1}{\alpha_{воздуха}}},$$

$$K_{КУ} \approx \alpha_{дым.газов}, \text{ т.к. } \alpha_{водяного-пара} \gg 1 \text{ и } \alpha_{водяного-пара} \gg \alpha_{воздуха},$$

где $\alpha_{дым.газов}$, $\alpha_{водяного-пара}$, $\alpha_{воздуха}$ – коэффициенты теплоотдачи соответственно дымовых газов, водяного пара и воздуха.

4.6. Теплообмен в трубчатой печи.

Основные эксплуатационные характеристики трубчатых печей

При расчете и регулировании работы печи необходимо знать следующие температуры (рис. 4.2): t_1 – начальная температура сырья; t_2 – температура сырья на выходе из печи; t_n – температура «перевала», т.е. температура дымовых газов на выходе из радиантной и входе в конвекционную камеру; t_{yx} – температура дымовых газов на выходе из конвекционной камеры.

Для нормального сжигания топлива в печи необходимо обеспечить постоянный подвод воздуха в зону горения топлива и удаление из нее дымовых газов. Для этого в печи создают тягу или разрежение. Разрежение создается с помощью дымовой трубы – естественная тяга – или с помощью дымососа – искусственная тяга. При искусственной тяге температура уходящих дымовых газов поддерживается ниже, чем при естественной тяге.

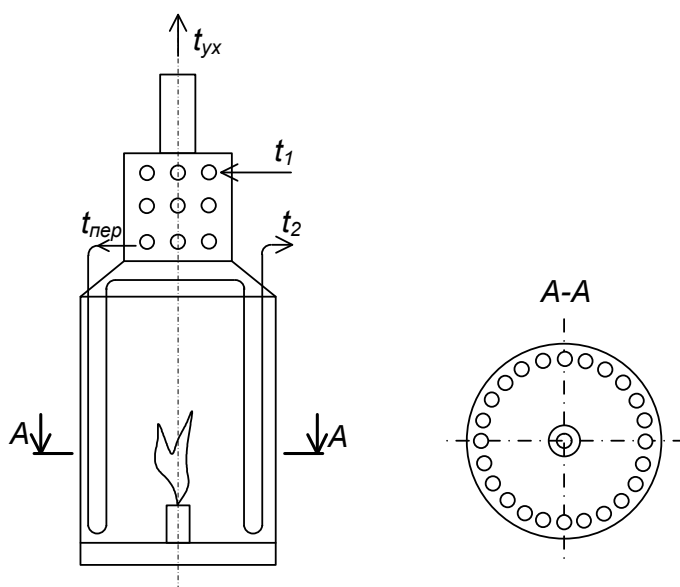


Рис. 4.2. Схема трубчатой печи

К эксплуатационным характеристикам трубчатых печей относят следующие:

1) *производительность* печи выражается количеством сырья (технологического потока), проходящего через змеевик печи в единицу времени. На современных установках АВТ производительность атмосферной печи составляет 8000 т/сут;

2) *тепловая мощность* печи (или полезная тепловая нагрузка) выражается количеством тепла в МВт, которое получает тепловой поток, нагреваемый в печи в единицу времени;

3) *теплонпряженность поверхности нагрева* характеризует, насколько эффективно используется трубчатый змеевик печи для нагрева сырья. Теплонпряженность поверхности нагрева – это удельный тепловой поток через стенки труб змеевика. Среднее значение теплонпряженности определяется количеством тепла, передаваемым через 1 м^2 поверхности труб змеевика за 1 ч. Допускаемое значение теплонпряженности нагрева принимают с учетом жаропрочности и жаростойкости стали печных труб, скорости движения потока сырья, его состава и свойств, чтобы при работе печи не происходили нежелательные реакции из-за перегрева сырья и не образовывались отложения солей и кокса на стенках труб. При проектировании выбирается допускаемая теплонпряженность с учетом конструкции печи. Для печей с двухсторонним облучением теплонпряженность выше, т.к. более равномерно распределяется тепло по поверхности труб. Значения допускаемой теплонпряженности поверхностей нагрева радиантных трубчатых змеевиков печей составляет от $14 - 23 \text{ кВт/м}^2$ для реакционных печей термокрекинга до $78 - 81 \text{ кВт/м}^2$ для пиролиза газов и бензиновых фракций в печах ультраселективного крекинга. При перегонке нефти теплонпряженность радиантных труб составляет $45 - 60 \text{ кВт/м}^2$, в печах замедленного коксования $25 - 35 \text{ кВт/м}^2$, при нагреве остаточных масел $20 - 25 \text{ кВт/м}^2$.

Выбор допустимой теплонпряженности зависит от свойств сырья. Чем тяжелее нефтяные фракции, тем больше их склонность к разложению при нагревании. Непредельные углеводороды, получаемые в печах пиролиза, полимеризуются. Эти процессы приводят к образованию и отложению кокса. Кокс имеет низкую теплопроводность, из-за этого тепло плохо воспринимается сырьем. При этом начинает расти температура стенки трубы, что может привести к образованию отдушины. Отдушиной называется пластическая деформация (раздувание) стенок трубы вследствие перегрева и при высоком давлении сырья. Этот процесс приводит к утонению стенки трубы и в конечном итоге заканчивается прогаром трубы и пожаром в печи.

Печи с излучающими стенками топки обеспечивают наиболее равномерное двухстороннее облучение радиантного змеевика, при этом его допустимая теплонпряженность составляет $65 - 70 \text{ кВт/м}^2$. Высокая допустимая теплонпряженность радиантных труб позволяет уменьшить площадь поверхности радиантного змеевика, т.е. эффективнее и экономичнее использовать металл, а также сократить размеры и стоимость самой печи. При работе с неустойчивым сырьем допустимую теплонпряженность радиантных труб выдерживают в пределах $15 - 25 \text{ кВт/м}^2$.

Для конвекционных труб печи теплонпряженность составляет $10 - 20 \text{ кВт/м}^2$;

4) *теплонапряженность топочного пространства* отвечает количеству тепла, выделенному при сгорании топлива в единицу времени на единицу объема топочного пространства (кВт/м³). В современных трубчатых печах эта характеристика имеет величину 50 – 100 кВт/м³;

5) *гидравлическое сопротивление змеевика* зависит от скорости движения в нем сырья, вязкости нагреваемого потока, длины змеевика и доли отгона на выходе из змеевика. От величины этого сопротивления зависит расход энергии на прокачку сырья через печь, а также длина испарительной части змеевика. Низкая скорость движения сырья в змеевике может привести к нежелательным реакциям разложения с образованием слоя кокса в трубах и их прогоранию;

б) *коэффициент полезного действия печи* – это показатель эффективности использования тепла сжигаемого в ней топлива. КПД печи представляет собой отношение полезно используемого тепла к общему количеству тепла, выделенному при сгорании топлива: $\eta = Q_{пол} / Q_{затр}$. При полном сгорании последнего КПД зависит от коэффициента избытка воздуха, температуры уходящих из печи дымовых газов и потерь тепла в окружающую среду через стены печи. Для поддержания высокого КПД усиливают теплоизоляцию печей, устанавливают утилизаторы тепла дымовых газов и, главное, – герметизируют печь для исключения больших подсосов воздуха через щели и поддержания коэффициента избытка воздуха в топке не выше 1,2. Значения КПД печей находятся в пределах 0,6 – 0,85.

4.7. Полезная тепловая нагрузка, расход топлива

Полезная тепловая нагрузка рассчитывается по формуле

$$Q_{пол} = G_0 \cdot \left[e \cdot q_{t_2}^n + (1 - e) \cdot q_{t_2}^{ж} - q_{t_1} \pm \beta \cdot q_{реак} \right] + z \cdot (H_2 - H_1),$$

где $Q_{пол}$ – полезная тепловая нагрузка, кВт;

G_0 – расход сырья;

выражение $e \cdot q_{t_2}^n + (1 - e) \cdot q_{t_2}^{ж}$ – энтальпия сырья на выходе из печи;

q_{t_1} – энтальпия сырья на входе в печь;

n и $ж$ – индексы, обозначающие пар и жидкость соответственно;

e – массовая доля отгона;

t_1, t_2 – температуры сырья на входе и выходе из печи;

q_{t_2} – энтальпия соответствующей фазы сырья;

$\pm q_{реак}$ – тепловой эффект реакции (эндо-, экзотермической);

β – степень превращения сырья;

z – расход воды или водяного пара, если в конвекционной камере размещены трубы для нагрева воды или пароперегреватель;

H_1, H_2 – энтальпия воды или пара на входе или выходе из печи.

Для индивидуальных веществ энтальпию можно рассчитывать по имеющимся в литературе эмпирическим уравнениям. Для нефти и нефтяных фракций энтальпия зависит от температуры и относительной плотности $q = f(t, \rho_{отн})$ и определяется по таблицам.

Расчет расхода топлива B начинается с определения кпд печи η :

$$\eta = \frac{Q_{пол}}{Q_{затр}} = \frac{q_{пол}}{Q_n^p}.$$

Далее определяется затраченное тепло в печи $Q_{затр}$:

$$Q_{затр} = B \cdot Q_n^p = \frac{Q_{пол}}{\eta}.$$

Рассчитав полезную тепловую нагрузку и кпд, определяется расход топлива:

$$B = \frac{Q_{пол}}{Q_n^p \cdot \eta}.$$

4.8. Способы снижения расхода топлива

Повысить эффективность и экономичность работы печи можно путем проведения ряда мероприятий, направленных на снижение расхода топлива в печь:

1. Снижение полезной тепловой нагрузки при заданной производительности печи по сырью за счет подогрева сырья перед печью до более высокой температуры теплом отходящих потоков, например, продуктовых потоков установки.

2. Повышение кпд печи и, тем самым, снижение расхода топлива за счет снижения температуры уходящих дымовых газов путем установки воздухоподогревателей и котлов-утилизаторов:

$$q_{yx} = t_{yx} \cdot \sum m_i \cdot c_i,$$

$$\eta = 1 - \frac{q_{yx}}{Q_n^p} - \frac{q_{ном}}{Q_n^p},$$

$$\eta = 1 - \frac{t_{yx} \cdot \sum m_i \cdot c_i}{Q_n^p} - \frac{q_{nom}}{Q_n^p}.$$

3. Строгое соответствие фактического коэффициента избытка воздуха виду топлива и технической характеристике горелки. Уменьшение коэффициента избытка воздуха при переходе с жидкого топлива на газообразное, и, как следствие, уменьшение расхода дымовых газов.

4. Надежная и эффективная работа форсунок и горелок.

5. Использование топлива лучшего качества, т.е. с более высокой низшей теплотой сгорания топлива. По возможности проведение технико-экономического анализа для решения задачи, какой вид топлива выгоден с большей или меньшей теплотой сгорания (цена и расход – разные).

6. Снижение доли тепловых потерь путем выбора более компактной печи при проектировании, использования тепловой изоляции с более низкой теплопроводностью и ее своевременного ремонта.

4.9. Расчет трубчатых печей

4.9.1. Расчет радиантной камеры

Расчет радиантной камеры трубчатой печи выполняется методом последовательных приближений. В первом приближении все печи рассчитывают одинаково. Основное количество тепла в радиантной камере (топке) передается излучением. Количество тепла Q_n , которое передается излучением к поглощающей поверхности, рассчитывается по уравнению Стефана – Больцмана:

$$Q_n = \varepsilon \cdot C_0 \cdot F \cdot \varphi \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right],$$

где Q_n – тепло, передаваемое излучением к поглощающей поверхности, Вт;

ε – приведенная степень черноты, зависящая от степени черноты каждой поверхности и соотношения размеров поверхностей;

C_0 – коэффициент излучения абсолютно черного тела, $C_0 = 5,67$ [Вт/(м²·К⁴)];

F – площадь поверхности поглощения, м²;

φ – угловой коэффициент, зависит от формы и взаимного расположения поверхностей;

T_1 – температура излучающей поверхности, К;

T_2 – температура поглощающей поверхности, К.

Источниками излучения в топке являются: поверхность факела при факельном сжигании, стенки печи, трехатомные компоненты дымовых газов.

Непосредственное использование уравнения Стефана – Больцмана невозможно, поскольку:

- при факельном сжигании топлива поверхность факела – основного источника излучения – геометрически неопределима;
- температура в разных точках пламени разная;
- для определения коэффициентов ϵ и ϕ нужно знать размеры поверхности поглощения, ее конфигурацию и размещение относительно поверхности излучения.

Поэтому радиантную камеру рассчитывают методом последовательных приближений.

Первое приближение выполняется в следующем порядке:

1. Изначально из указанного ниже диапазона задаются значением температуры дымовых газов на выходе из радиантной камеры:

$$t_n = 750 - 900 \text{ }^\circ\text{C}.$$

При более низких температурах тепло будет передаваться радиантным трубам с меньшей интенсивностью и потребуются их большая поверхность. Верхний предел температурного диапазона ограничивается механической прочностью материала труб. Температуры могут быть выше $900 \text{ }^\circ\text{C}$ в печах пиролиза, но для таких печей требуется дорогой металл, обладающий высокой термостойкостью и термопрочностью.

2. Принимается значение КПД топки. Данная величина учитывает потери тепла в окружающую среду через стены топки. Как правило, КПД топки принимает следующие значения:

$$\eta_m = 0,96 - 0,98.$$

3. Составляется тепловой баланс топки:

$$B \cdot Q_n^p \cdot \eta_m = Q_{рад} + B \cdot q_{t_n}.$$

Отсюда находится $Q_{рад}$ – количество тепла, переданное сырью через поверхность радиантных труб. Как правило, через поверхность радиантных труб передается порядка 70 % от полезной тепловой нагрузки. Таким образом, основную часть тепла сырье получает в радиантной камере трубчатой печи:

$$Q_{рад} = B \cdot (Q_n^p \cdot \eta_m - q_{t_n}) \approx 70 \% \text{ от полезной нагрузки,}$$

где $q_{t_n} = t_n \cdot \sum(m_i \cdot c_i)$ – энтальпия дымовых газов, получаемых при сжигании 1 кг топлива, в точке перевала с температурой t_n .

Расход дымовых газов определим как

$$G_{\text{дым.газов}} = B \cdot \sum m_i.$$

4. С учетом свойств сырья и конструкции печи выбирается допустимая теплонапряженность радиантных труб q_p , [кВт/м²].

5. Находится общая поверхность радиантных труб:

$$F_p = Q_p / q_p, [\text{м}^2].$$

6. Затем выбираются стандартные трубы. Диаметр труб рассчитывается из объемного расхода сырья V_c и скорости его течения в трубах w :

$$S = V_c / w.$$

Необходимо отметить, что скорость течения сырья в трубах w необходимо принимать в зависимости от агрегатного состояния сырья. Оптимальное значение скорости жидкого сырья на входе в змеевик печи с учетом эффективного теплообмена и минимальных энергетических затрат на прокачивание сырья составляет 0,5 – 2,5 м/с.

На печные трубы имеется ГОСТ 550-75 «Трубы стальные бесшовные для нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Технические условия». Диаметр радиантных труб и их длина выбирается с учетом типа печей по каталогу на трубчатые печи.

7. Определяется число радиантных труб:

$$N_p = \frac{F_p}{\pi \cdot d \cdot l}.$$

8. Далее принимается шаг между трубами по вертикали и горизонтали и рассчитывается высота и ширина радиантной камеры печи.

9. Определяется число горелок n_2 :

$$n_2 = \frac{B \cdot Q_H^p}{q_2} = \frac{B}{B_2},$$

где q_2 – тепловая мощность горелки, кВт;

B – расход топлива кг/с;

B_2 – расход топлива на одну горелку, кг/с.

При выборе горелки нужно учесть и то, на какой поверхности должны быть размещены горелки.

4.9.2. Расчет лучистого теплообмена в топке печи

Расчет лучистого теплообмена в радиантной камере трубчатой печи ведется по методу Н.И. Белокопя. Цель расчета – проверка принятых в

первом приближении температуры на перевале и теплонапряженности радиантных труб.

Метод расчета основан на уточненном тепловом балансе и уравнении теплопередачи, а также ряде допущений и эмпирических зависимостей. Данный метод трудоемок, однако обеспечивает достаточно высокую точность расчетов.

1. Все источники излучения, т.е. факел, стены и трехатомные компоненты дымовых газов, заменяются эквивалентной абсолютно черной поверхностью (коэффициент излучения $c_S = 5,67 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}^4}$).

2. Температура этой поверхности принимается равной температуре на перевале T_n .

3. Составляется уточненный тепловой баланс радиантной камеры печи с учетом допущений:

$$B \cdot Q_n^p \cdot \eta_m = Q_p + B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_n - T_0),$$

где T_0 – приведенная начальная температура дымовых газов:

$$T_0 = 273 + \frac{\alpha \cdot L_0 \cdot c_g \cdot t_g + c_m \cdot t_m + W_{\phi} \cdot H_{\phi} + G_{zp} \cdot c_{zp} \cdot t_{zp}}{G_{\partial z} \cdot c_{\partial z}},$$

где $c_{\partial z}$ – теплоемкость дымовых газов;

$G_{\partial z}$ – расход дымовых газов;

G_{zp} – расход газов рециркуляции;

c_{zp} – теплоемкость газов рециркуляции;

t_{zp} – температура газов рециркуляции.

Газы рециркуляции – часть дымовых газов, которые возвращают к горелкам для подавления образования окислов азота NO_x .

Если $Q_p = 0$ (в радиантной камере отсутствуют трубы), то $T_n = T_{\max}$, т.е. максимальной температуре горения, тогда получаем:

$$B \cdot Q_n^p \cdot \eta_m = B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_{\max} - T_0).$$

Тепло, передаваемое радиантным трубам:

$$Q_p = Q_{pl} + Q_{pk} = c_S \cdot H_S \cdot \left[\left(\frac{T_n}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right] + \alpha_k \cdot F_p \cdot (T_n - \theta),$$

где θ – температура наружной поверхности радиантных труб;

$Q_{пл}$ – тепло, передаваемое излучением;

$Q_{рк}$ – тепло передаваемое конвекцией;

H_S – эквивалентная абсолютно черная поверхность.

Основное уравнение баланса:

$$\begin{aligned} & B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_{\max} - T_0) = \\ & = \alpha_k \cdot F_p \cdot (T_n - \theta) + B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_n - T_0) + c_S \cdot H_S \cdot \left[\left(\frac{T_n}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right], \end{aligned}$$

где $B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_{\max} - T_0)$ – тепло, выделяемое при горении топлива;

$\alpha_k \cdot F_p \cdot (T_n - \theta)$ – тепло, передаваемое конвекцией;

$B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_n - T_0)$ – тепло, уносимое дымовыми газами;

$c_S \cdot H_S \cdot \left[\left(\frac{T_n}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right]$ – тепло, переданное излучением.

Путем преобразования основного уравнения баланса получим:

$$B \cdot G_{\partial z} \cdot c_{\partial z} \cdot (T_{\max} - T_n) = \alpha_k \cdot F_p \cdot (T_n - \theta) + c_S \cdot H_S \cdot \left[\left(\frac{T_n}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right].$$

Из данного уравнения путем преобразований получаем:

$$\chi \cdot \beta_S^4 + \beta_S = 1,$$

где χ – аргумент излучения;

β_S – характеристика излучения.

Рассчитав величину аргумента излучения χ , по уравнению или графику можно найти характеристику излучения β_S и температуру на перевале:

$$\beta_S = \frac{T_n}{T_{\max} - \theta} \rightarrow T_n = \beta_S \cdot (T_{\max} - \theta).$$

Температура на перевале фактически зависит от состояния и свойств топки, степени экранирования топки, материала труб и кладки, степени черноты поверхности, равномерности распределения температур в объеме топки, а также диаметра и длины труб.

Для практических расчетов стандартных печей можно использовать ускоренную методику. Для стандартных печей вычислены и приводятся в

таблицах отношения поверхности эквивалентной абсолютно черной и поверхности радиантных труб (H_S/F_p) .

$$T_n = 100 \cdot \sqrt[4]{\frac{F_p}{\psi \cdot c_S \cdot H_S} \cdot (q_p - q_{pn}) + \left(\frac{\theta}{100}\right)^4}.$$

Выполнив первое приближение, найдем необходимую поверхность радиантных труб. Далее по каталогу находим стандартную печь по двум параметрам: полезной тепловой нагрузке Q_p и поверхности радиантных труб F_p . У стандартной печи эта поверхность может оказаться больше, чем необходимо.

1. Рассчитаем для стандартной печи теплонапряженность радиантных труб:

$$q_p = \frac{Q_p}{F_{p\text{станд}}}.$$

2. Определим тепловую нагрузку конвекционных труб:

$$Q_k = Q_{\text{пол}} - Q_p.$$

3. Определим энтальпию сырья в точке перевала (на входе в радиантные трубы и на выходе из конвекционных труб):

$$q_{t_k} = q_{t_1} + \frac{Q_k}{G_c}.$$

4. Зная энтальпию и относительную плотность сырья, по таблицам находим температуру t_k сырья на входе в радиантные трубы.

5. Находим среднюю температуру t_{cp} сырья в радиантных трубах:

$$t_{cp} = \frac{t_k + t_2}{2}.$$

6. Зная скорость течения сырья в трубах, находим значение критерия Рейнольдса. Далее рассчитываем значения критериев Прандтля и Нуссельта, из которых находим значение коэффициента теплоотдачи α_2 от стенки трубы к сырью ($Pr \rightarrow Nu \rightarrow \alpha_2$).

7. Находим внутреннюю температуру t_{cm_1} стенки трубы:

$$q_p = \alpha_2 (t_{cm_1} - t_{cp}) \rightarrow t_{cm_1} = \frac{t_k + t_2}{2} + \frac{q_p}{\alpha_2}.$$

8. Тепловой поток через стенку:

$$q_p = \frac{\theta - T_{cm1}}{\sum r},$$

где $\sum r$ – термическое сопротивление стенки $\left(\frac{\delta}{\lambda_{cm}}\right)$ и сопротивление кокса и золы;

$$\sum r = \frac{\delta}{\lambda_{cm}} + r_k + r_{зол}.$$

Отсюда температура наружной поверхности радиантных труб будет равна:

$$\theta = 273 + \frac{t_k + t_2}{2} + \frac{q_p}{\alpha_2} + q_p \cdot \sum r.$$

9. Находим количество тепла, которое передается конвекцией от дымовых газов к наружной поверхности труб:

$$q_{pk} = \frac{Q_{pk}}{F_p} = \alpha_k \cdot (T_n - \theta),$$

где $\alpha_k = 2,1 \cdot \sqrt[4]{T_n - \theta}$ – коэффициент теплоотдачи конвекцией, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$, находится по эмпирическому уравнению.

10. Коэффициент, учитывающий неравномерность распределения тепла в топке ψ , зависит от типа печи и приводится в справочниках; $\psi = 1,13 \div 1,60$.

Расчет лучистого теплообмена выполняется методом последовательных приближений до совпадения принятой и рассчитанной температур на перевале с допустимой ошибкой 3 – 5 %.

4.9.3. Расчет конвекционной камеры

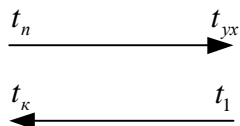
Из предыдущих расчетов определены температура на перевале T_n , температура уходящих газов T_{yx} , температура сырья t_1 , температура на выходе из конвекционной камеры t_k .

Количество тепла, передаваемое в конвекционной камере:

$$Q_k = Q_{пол} - Q_p.$$

Теплопередача в конвекционной камере рассчитывается с учетом излучения. Излучение происходит от 3-х атомных компонентов дымовых газов и от кладки (стены). Используется основное уравнение теплопередачи:

$$F_K = \frac{Q_K}{K \cdot \Delta t_{cp}}$$



– изменение температуры дымовых газов в конвекционной камере;

– изменение температуры сырья в конвекционной камере.

$$\Delta t_{\bar{o}} = t_n - t_k,$$

$$\Delta t_M = t_{yx} - t_1,$$

$$\Delta t_M = \sim 100 \dots 150 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Движение дымовых газов относительно конвекционных труб перекрестное, но индекс противоточности близок к единице и его не учитывают и рассчитывают как чистый противоток:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{o}} - \Delta t_M}{\ln \left(\frac{\Delta t_{\bar{o}}}{\Delta t_M} \right)}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\partial z}} + \sum r + \frac{1}{\alpha_c}}$$

Если в трубе нагревается жидкое сырье или вода, то термическое сопротивление теплопередачи определяется сопротивлением дымовых газов

$$\frac{1}{\alpha_{\partial z}} \gg \left(\sum r + \frac{1}{\alpha_c} \right).$$

Тогда коэффициент теплопередачи рассчитывается только по дымовым газам $K \approx \alpha_{\partial z}$.

$$\alpha_{\partial z} = 1,1 \cdot (\alpha_l + \alpha_k),$$

где 1,1 – коэффициент, учитывающий излучение стен конвекционной камеры;

α_l – коэффициент теплоотдачи излучением дымовых газов;

α_k – коэффициент теплоотдачи конвекцией.

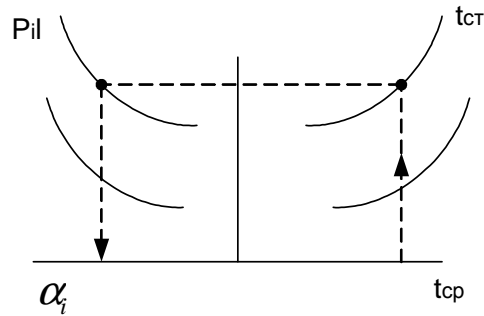


Рис. 4.3. Схема определения коэффициентов теплоотдачи излучением компонентов дымовых газов:

$p_i l$ – сила поглощения слоя газа, где l – эффективная толщина газового слоя; p_i – парциальное давление i -го компонента дымовых газов; α_i – коэффициент теплоотдачи излучением данного компонента

Средняя температура дымовых газов рассчитывается по логарифмической формуле

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_n - t_{yx}}{\ln \left(\frac{t_n}{t_{yx}} \right)}$$

Средняя температура стенки конвекционных труб принимается обычно на 30 – 60 °С выше:

$$t_{cm} = \frac{t_1 + t_2}{2} + (30 \dots 60^\circ \text{C}).$$

Парциальное давление компонентов дымовых газов определяется следующим образом:

$$p_i = P_{\text{ог}} \cdot y_i = P_{\text{ог}} \cdot \frac{V_i}{\sum V_i},$$

где p_i – парциальное давление i -того компонента дымовых газов;

V_i – объем данного компонента в смеси дымовых газов;

$\sum V_i$ – общий объем смеси дымовых газов.

По газовому тракту печи создается небольшое разрежение, остаточное давление дымовых газов на выходе из конвекционной камеры $P_{\text{ог}}$ можно принять равным атмосферному.

Эффективная толщина газового слоя l зависит диаметра конвекционных труб и выбранного шага между ними:

$$l = f(d_{к.тр}; S_1; S_2),$$

где S_1 и S_2 – шаг между трубами по горизонтали и вертикали;

$\alpha_l = \sum \alpha_i$ – коэффициент теплоотдачи излучения от дымовых газов.

Коэффициент теплоотдачи конвекции рассчитывается следующим образом. Определяется значение критерия Рейнольдса движения дымовых газов в конвекционной камере печи, затем определяется значение критерия Нуссельта Nu. Далее, зная значение критерия Nu, определяют значение коэффициента теплоотдачи от дымовых газов конвекцией $\alpha_k \leftarrow Nu \leftarrow Re$.

Критерий Прандтля можно принять с учетом активности газов. Коэффициент теплоотдачи излучением можно посчитать по эмпирическому уравнению Нельсона:

$$\alpha_l = 0,025 \cdot T_{cp} - 9,3.$$

Имеется также приближенная зависимость для расчета теплопередачи конвекцией в зависимости от расхода дымовых газов.

Число конвекционных труб N_k можно рассчитать как

$$N_k = \frac{F_k}{\pi \cdot d \cdot l_k},$$

где d и l_k – длина и наружный диаметр конвекционных труб.

Выбор длины конвекционных труб производится с учетом конструкции печи. Конвекционная камера размещается сверху над топкой и должна вписываться в ее сечение. Затем определяется число рядов труб по горизонтали и вертикали.

4.9.4. Гидравлический расчет змеевика

Цель проведения гидравлического расчета змеевика заключается в определении потери давления при движении сырья в змеевике, от этого зависит расход энергии и необходимый напор сырьевого насоса.

Если в печи происходит только нагрев сырья без его испарения, то расчет выполняется по уравнению Дарси – Вейсбаха. Если агрегатное состояние сырья в печи изменяется (испарение или реакция с образованием паров), то расчет проводится по участкам. Для углеводородов используется полуэмпирический метод Бакланова.

Для участка испарения давление в начале участка испарения:

$$P_n = \sqrt{P_2^2 + A \cdot l_u \cdot \left(P_2 + 9,81 \cdot e \cdot \frac{\rho_{жс}}{\rho_n} \right)},$$

где P_n – давление в начале участка испарения;
 P_2 – давление на выходе из печи;
 l_u – длина участка испарения;
 e – массовая доля отгона;
 $\rho_{жс}$ – плотность жидкости при средней температуре на участке испарения;
 ρ_n – плотность паров сырья при средней температуре на участке испарения;

$$A = \frac{0,815 \cdot \lambda \cdot G_c^2}{\rho_{жс} \cdot d^5},$$

G_c – расход сырья массовый;
 d – внутренний диаметр трубы;
 λ – коэффициент гидравлического трения.

Потери давления в трубчатом змеевике на участке, где происходит только нагрев без испарения сырья, рассчитывают по уравнению Дарси – Вейсбаха:

$$\Delta p_{mp} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2},$$

где w – скорость движения жидкого сырья в трубчатом змеевике:

$$w = \frac{G_c \cdot 4}{\rho_{жс} \cdot \pi \cdot d^2}.$$

Метод Бакланова основан на следующих допущениях:

1. Испарение начинается в радиантных трубах.
2. Количество тепла, которое получает единица сырья с одного метра трубы одинаково на всех участках. Исходя из допущений, определяется длина участка испарения l_u :

$$l_u = l_{\text{э}} \cdot \frac{q_{t_2} - q_{t_{ну}}}{q_{t_2} - q_{t_k}}.$$

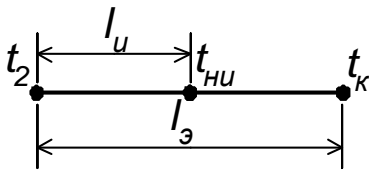


Рис. 4.4. Схема определения длины участка испарения в змеевике трубчатой печи

Радиантный змеевик состоит из прямых участков труб N_p и $N_p - 1$ калачей. Общая длина равна собственной длине прямых участков плюс длина, которая заменяет калачи (или ретурбенды):

$$l_{\text{э}} = N_p \cdot l_p + (N_p - 1) \cdot \psi \cdot d_n,$$

где $(N_p - 1) \cdot \psi \cdot d_n$ – длина, эквивалентная местным сопротивлениям калачей (ретурбендов).

Для того, чтобы рассчитывать давление в начале участка испарения по уравнению Бакланова, надо знать температуру в начале участка испарения, а она зависит от давления. Поэтому расчет выполняем последовательным приближением.

1. Принимаем давление в начале участка испарения $P_n > P_2$.
2. Температура в начале участка испарения $t_{\text{ни}} = f(P_n)$.
3. Предварительно строим график зависимости давления насыщенных паров сырья от температуры.

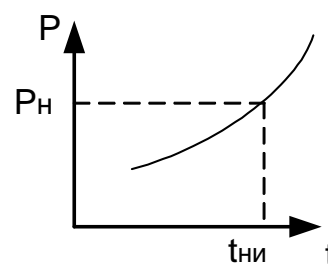


Рис. 4.5. График зависимости давления насыщенных паров сырья от температуры

4. Находим энтальпию сырья $q_{t_{\text{ни}}}$ при температуре начала участка испарения.
5. Рассчитываем l_u и P_n .
6. Сравниваем рассчитанное значение P_n с первоначально принятым. В случае существенного отличия этих значений проводим уточнение расчета. Для этого в п. 1 подставляем значение рассчитанного давления в начале участка испарения P_n .

4.9.5. Газовое сопротивление. Тяга

Для нормального удаления дымовых газов и поступления воздуха, необходимого для горения, в печи необходимо создавать тягу.

Дымовая труба выполняет две основные функции: создает необходимую тягу в топке печи и отводит вредные дымовые газы, содержащие оксиды углерода, азота и серы и углеводороды, на большую высоту для лучшего их рассеяния в атмосфере.

Естественная тяга создается дымовой трубой за счет разницы плотностей окружающего воздуха и дымовых газов. При этом, чем больше высота трубы и выше температура дымовых газов, тем лучше тяга, тем выше разрежение в топке или на выходе из конвекционной камеры.

Тяга расходуется на преодоление сопротивления газового тракта. Если выделить столб воздуха такой же высоты, как дымовая труба, то условно имеем два колена сообщающихся сосудов, они соединены газоходами печи (рис. 4.6).

Поскольку температура воздуха меньше температуры дымовых газов, плотность воздуха ρ_v больше и, следовательно, больше статическое давление, чем у дымовых газов $\rho_{д.г.}$. Под действием разности давлений и происходит движение дымовых газов.

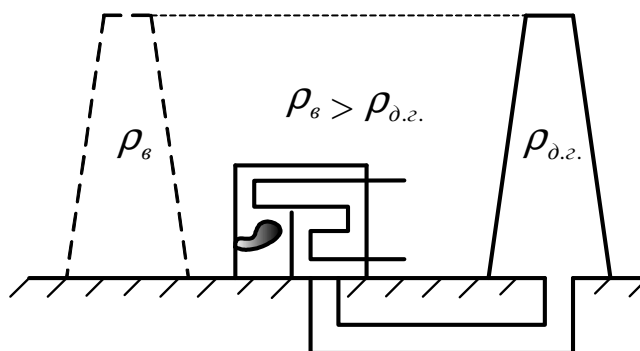


Рис. 4.6. Схема создания в трубчатой печи естественной тяги

Общее сопротивление $\Delta P_{общ}$, которое преодолевают дымовые газы:

$$\Delta P_{общ} = \Delta P_{конв} + \Delta P_{тр} + \Delta P_{мс} + \Delta P_{ст},$$

- где $\Delta P_{конв}$ – потери давления в конвекционной камере печи;
 $\Delta P_{тр}$ – потери давления на сопротивление трению в газовом тракте;
 $\Delta P_{мс}$ – потери давления в местных сопротивлениях газового тракта;
 $\Delta P_{ст}$ – потери давления на нисходящих участках газового тракта.

Потери давления на сопротивление трению $\Delta P_{тр}$ рассчитывают по уравнению Дарси – Вейсбаха:

$$\Delta P_{тр} = \lambda \cdot \frac{l}{d_{экв}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2},$$

- где λ – коэффициент гидравлического трения;
 $\Delta P_{мс}$ – потери давления в местных сопротивлениях,

$$\Delta P_{mc} = \sum \xi_{mc} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2},$$

где $\sum \xi_{mc}$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений.

Потери давления на нисходящих участках ΔP_{cm} можно определить как

$$\Delta P_{cm} = (\rho_v - \rho_{d.z.}) \cdot g \cdot h_n,$$

где h_n – высота участка, в котором дымовые газы идут сверху вниз.

Сопротивление радиантной камеры пренебрежимо мало ввиду большого свободного сечения. Чтобы рассчитать сопротивление конвекционной камеры, необходимо знать среднюю температуру дымовых газов, их скорость, наружный диаметр труб и шаг между ними. Тогда $\Delta P_{конв}$ можно найти по эмпирической формуле или номограмме.

Потери на трение и в местных сопротивлениях рассчитываются по участкам. При естественной тяге скорость дымовых газов в газоходах принимается $w_{d.z.} = 4 \dots 6$ м/с, при искусственной тяге $w_{d.z.} = 8 \dots 15$ м/с.

Рассчитав общее сопротивление, находят высоту дымовой трубы для естественной тяги.

Если за печью установлен котел-утилизатор или воздухоподогреватель, нужен дымосос. При наличии дымососа дымовая труба служит для рассеивания дымовых газов на определенной высоте. Высота трубы определяется с учетом санитарных норм:

$$H_{тр} = \frac{1,2 \cdot \Delta P_{общ}}{g \cdot (\rho_v - \rho_{d.z.})},$$

где 1,2 – коэффициент запаса.

Обычно при высоте трубы 40 м разрежение после воздухоподогревателя составляет 0,2 – 0,3 кПа. Если естественная тяга, создаваемая дымовой трубой, оказывается недостаточной для создания минимально допустимого разрежения в топке – 0,1 – 0,2 кПа (из-за большого гидравлического сопротивления печи по газовому тракту или малой высоты трубы), то создают принудительную (искусственную) тягу. Для этого на потоке дымового газа после его выхода из воздухоподогревателя устанавливают дымосос (вентилятор), отсасывающий дымовой газ из печи и выбрасывающий его в дымовую трубу.

По своей конструкции и компоновке с печью дымовые трубы бывают трех типов – металлические индивидуальные, металлические общие и железобетонные.

Индивидуальные металлические дымовые трубы обслуживают обычно одну печь и устанавливаются либо непосредственно на печи (если камера конвекции расположена над топкой), либо рядом с печью (если дымовые газы отводятся через газоход под подом печи).

Общие металлические дымовые трубы устанавливаются на земле для обслуживания группы печей (2 – 4 печи), независимо от направления вывода дымовых газов из каждой печи. В этом случае система отвода дымовых газов из каждой печи объединяется в общий газоход (под землей или над печами) и по нему газы вводятся в дымовую трубу.

При установке таких труб непосредственно на печи их высота обычно небольшая (20 – 30 м), а в случае, если труба устанавливается рядом с печью на земле, ее высота может достигать 50 – 60 м.

Металлические дымовые трубы, как и газоподводящие коллекторы (газоходы) до них, внутри облицовывают теплостойким слоем торкретбетона, защищающим металл трубы от воздействия высоких температур и паров слабой кислоты, образующейся при температурах ниже точки росы. Кроме того, футеровка трубы защищает ее и от эрозионного износа твердыми частицами, содержащимися в дымовых газах.

Железобетонные дымовые трубы устанавливают на современных мощных установках для обслуживания группы из 4 – 5 печей с общим для всех печей дымососом. Высота их обычно составляет 120 – 180 м. Изнутри такие трубы футеруют теплокислотостойкой облицовкой.

4.10. Основные типы трубчатых печей

Трубчатые печи на установках первичной перегонки нефти служат для нагрева нефти, мазута и бензина, они обеспечивают основной поток тепла, вносимого в ректификационные колонны, и соответственно энергетический потенциал их разделительной способности.

На ранней стадии становления нефтепереработки (в 1920 – 1940-е годы) применяли трубчатые печи коробчатого типа (одно- и двухкамерные) с центральным расположением конвекционной камеры и горизонтальным расположением радиантных и конвекционных труб. В 1950 – 1960-е годы широкое применение получила двухкамерная печь шатрового типа. Печи шатрового типа металлоемки, имеют большие габариты при относительно невысокой тепловой мощности, и поэтому при внедрении установок АВТ мощностью 3 – 6 млн т/год они уступили место новому поколению трубчатых печей – узкокамерным форсированным печам.

Условно печи обозначаются следующим образом.

Первая буква указывает на конструктивное исполнение печи:

Г – трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов и горизонтальными радиантными трубами;

В – трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов и вертикальными радиантными трубами;

Ц – цилиндрические трубчатые печи с верхней камерой конвекции;

К – цилиндрические трубчатые печи с кольцевой камерой конвекции;

С – секционные трубчатые печи;

Б – блочные трубчатые печи для нефтепромыслов.

Вторая буква указывает на способ сжигания топлива:

С – свободный факел;

Н – настильный факел;

Д – настильный факел с дифференциальным подводом воздуха по высоте факела.

Цифра после буквенного обозначения указывает на число радиантных камер (Р) или секций (С). В случае отсутствия цифры – однокамерный (односекционный) вариант.

Шатровые печи (рис. 4.7), как правило, состоят из двух радиантных камер и находящейся между ними одной конвекционной камеры и формой напоминают двускатный шатер.

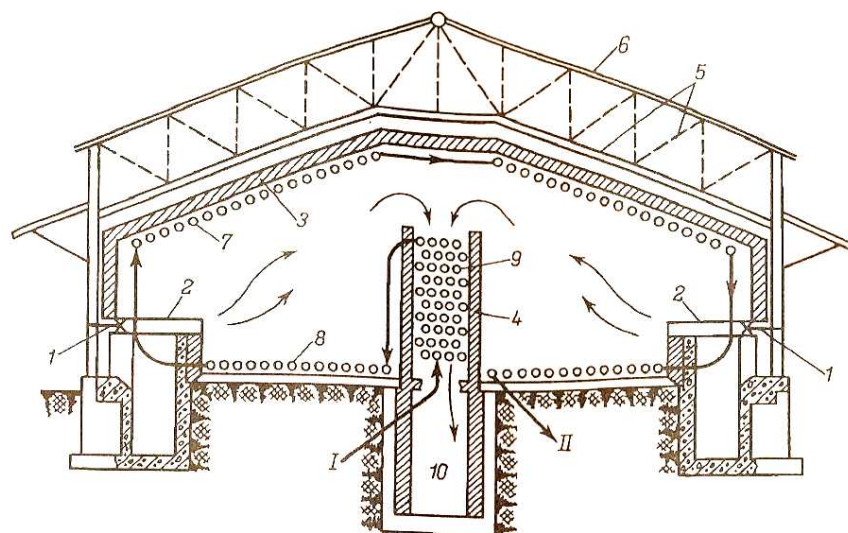


Рис. 4.7. Двухкамерная трубчатая печь шатрового типа:

1 – форсунки; 2 – муфели; 3 – футеровка; 4 – огнеупорная перевальная стена; 5 – несущие конструкции свода; 6 – кровля; 7, 8 – потолочный и подовый экраны; 9 – конвекционная секция змеевика; 10 – дымоход;

I и II – вход и выход нагреваемого потока

Трубы горизонтального змеевика длиной 9 – 12 м экранируют основную часть топочного пространства. Отвод дымовых газов осуществляется через дымоход под конвекционной камерой. Печи шатрового типа металлоемки и материалоемки, имеют большие габариты при относительно невысокой тепловой мощности, имеют низкий КПД 50 – 60 %. Трубы радиантной секции змеевика находятся на разном расстоянии от факела, отсюда неравномерный нагрев радиантных труб и низкая допустимая теплонапряженность. Для сооружения печей требуется большой ассортимент огнеупорных кирпичей, они подвешиваются вручную, сроки монтажа и ремонта очень велики. Змеевик собирается с помощью ретурбендов (печных двойников) или калачей. Данные печи сняты с производства, но на заводах еще используются.

Печи серии Г – узкокамерные, с верхним отводом дымовых газов и горизонтальными трубами змеевика:

ГС-1 – с однорядным настенным экраном и свободным вертикальным факелом (форсунки подовые) (рис. 4.8);

ГН-2 – двухкамерная, с однорядными настенными экранами и с объемно-настильным пламенем (форсунки внизу сбоку, под углом) (рис. 4.9);

ГД-2 – двухкамерная, с двухрядным центральным экраном, с настильным вертикальным факелом и позонным подводом воздуха по высоте топки (форсунки подовые).

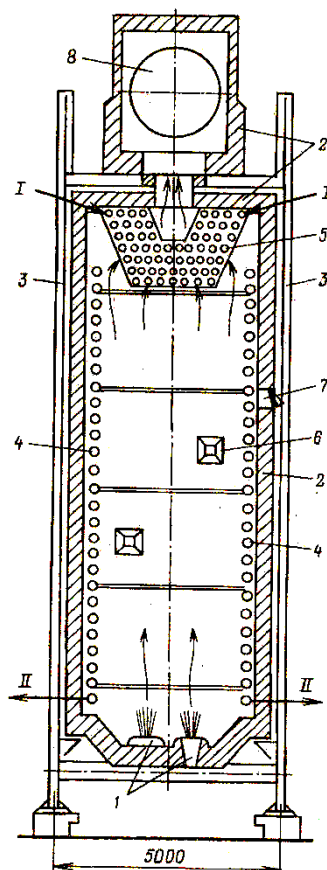


Рис. 4.8. Трубчатая печь типа ГС-1:

1 – форсунки; 2 – футеровка; 3 – несущие конструкции; 4 – экранные трубы; 5 – конвекционная секция змеевика; 6, 7 – выхлопные и смотровые окна; 8 – дымоход;

I и II – вход и выход нагреваемого потока

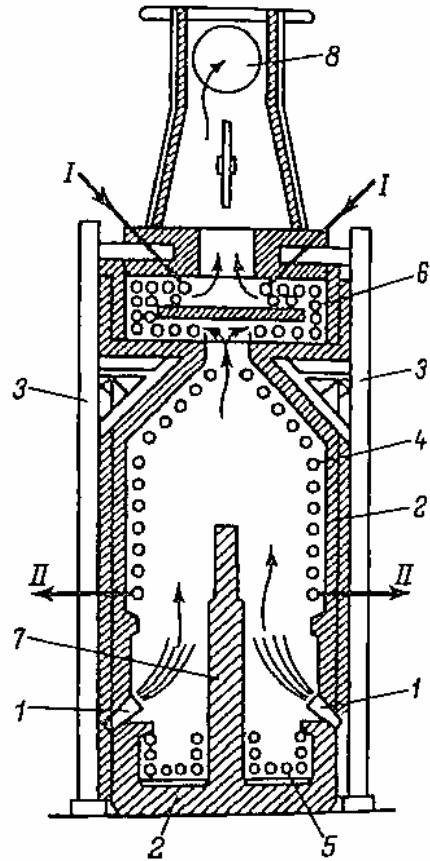


Рис. 4.9. **Трубчатая печь типа ГН-2:**
 1 – форсунки; 2 – футеровка; 3 – несущие конструкции; 4 – экранные трубы; 5 – подовые экранные трубы; 6 – конвекционная часть змеевика; 7 – огнеупорная стена-отражатель; 8 – дымоход;
 I и II – вход и выход нагреваемого потока

Печи серии Б – узкокамерные, с нижним отводом дымовых газов и горизонтальными трубами змеевика:

ББ-2 – двухкамерная, с однорядными настенными экранами на перевальных стенках, с боковыми стенками топки из панельных горелок беспламенного горения и центральной камерой конвекции;

БС-2 – двухкамерная, с однорядными настенными экранами на перевальных стенках и боковых стенках топки, свободным вертикальным факелом (форсунки подовые) и центральной камерой конвекции;

Печи серии Ц – цилиндрические вертикальные трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов:

ЦС1 и ЦС1 – цилиндрические с вертикальным расположением труб змеевика в одной камере радиации, свободного вертикально-факельного сжигания комбинированного топлива. Печь типа ЦС1 отличается от печи типа ЦС1 тем, что горелка установлена не в центре, а смещена в сторону входа продукта. Это обеспечивает более эффективное распределение тепла по трубам змеевика. Предусмотрено два исполнения этих печей: радиантное (без камеры конвекции) и радиантно-конвективное (с камерой конвекции) (рис. 4.10).

ЦД-4 – четырехсекционная, с вертикальными трубами радиантного змеевика и горизонтальными – конвекционного с позонным подводом воз-

духа по высоте топки через центральный огнеупорный рассекатель (рис. 4.11).

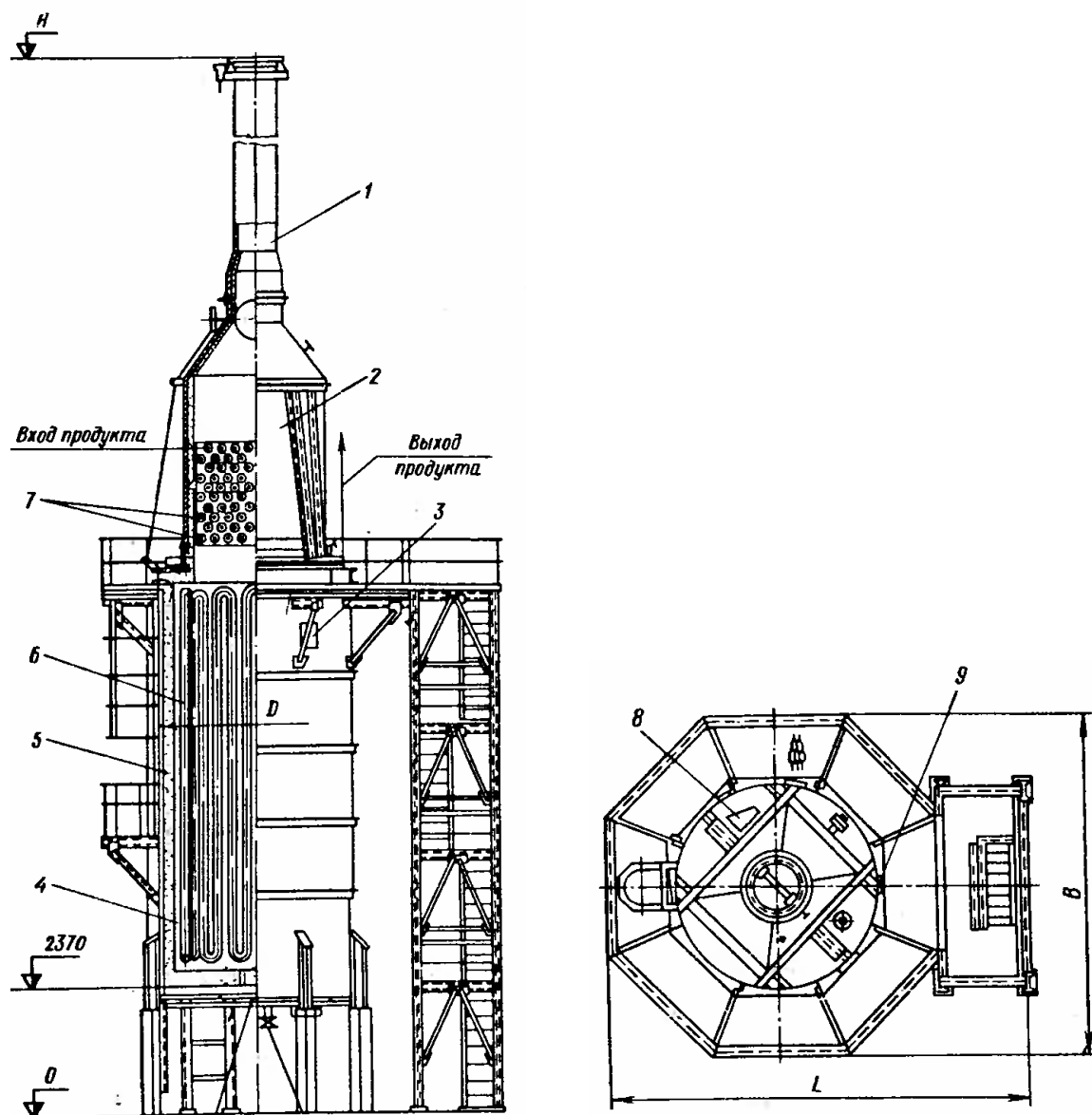


Рис. 4.10. Трубчатая печь типа ЦС1 (с камерой конвекции):

1 – дымовая труба; 2 – камера конвекции; 3 и 9 – выхлопное и смотровое окна; 4 – корпус; 5 – футеровка; 6 – радиантный змеевик; 7 – конвективный змеевик; 8 – люк-лаз

В обозначениях печей обычно, кроме буквенного шифра указывают поверхность нагрева радиантных труб и длину труб. Например, ГС-2 – 1050/24 (1050 – поверхность радиантных труб, м²; 24 – длина труб, м).

В настоящее время на современных установках АВТ в основном используются трубчатые печи типов ГС-1, ГН-2 и ЦД-4. Их основные характеристики представлены в табл. 4.4.

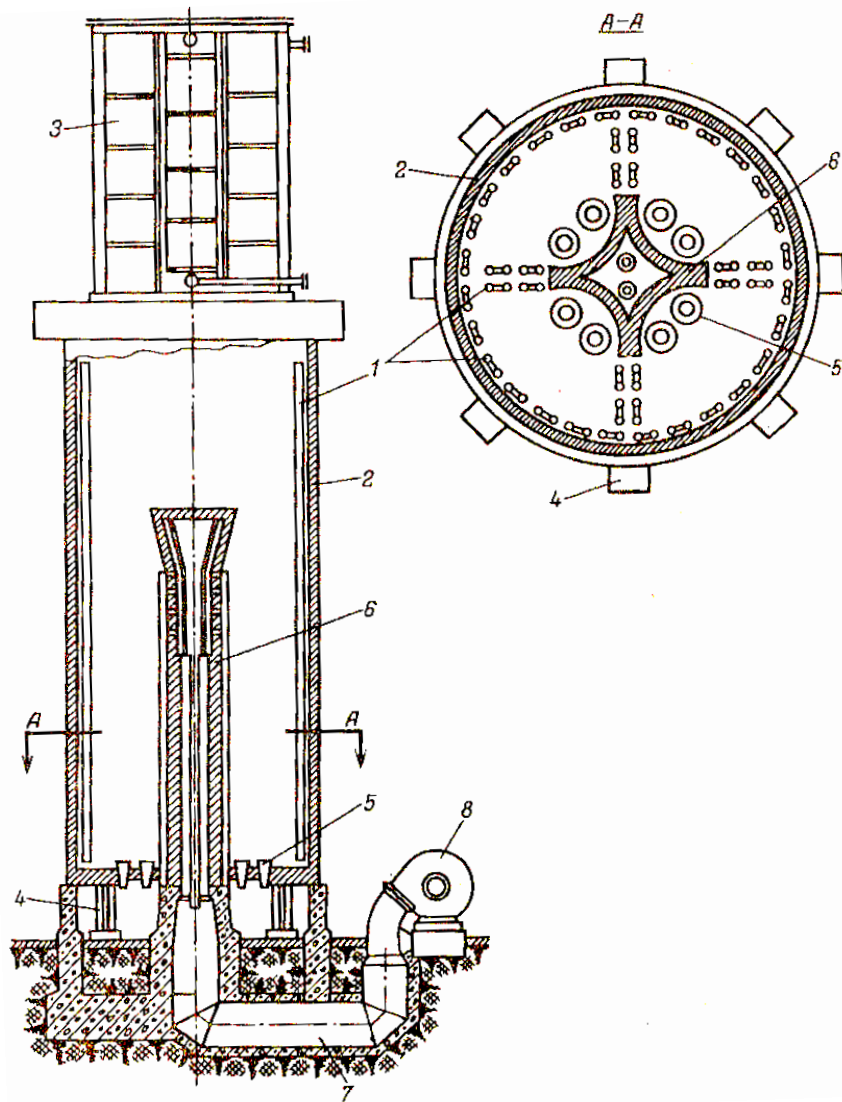


Рис. 4.11. Цилиндрическая трубчатая печь типа ЦД:
 1 – змеевики; 2 – корпус радиантной камеры; 3 – конвекционная камера; 4 – опоры;
 5 – форсунки; 6 – рассекатель-распределитель воздуха; 7 – воздуховод; 8 – вентилятор

Таблица 4.4

Основные характеристики трубчатых печей типа ГС-1, ГН-2 и ЦД-4

Показатель	ГС-1	ГН-2	ЦД-4
Теплопроизводительность, МВт	15 – 58	7 – 24	22 – 37
Средняя теплонапряженность радиантных труб, кВт/м ²	40,6	35	40,6
Поверхность нагрева, м ² :			
– радиантная (трубы 152 × 8 мм)	265 – 1050	150 – 475	380 – 630
– конвекционная (трубы 108 × 6 мм)	450 – 1785	252 – 732	380 – 812
Рабочая длина радиантных труб, м	6 – 24	6 – 24	9 – 18

Печи серии ВС (вертикальные секционные) – узкокамерные коробчатые, с вертикальным расположением труб змеевика, свободно-факельного сжигания комбинированного топлива (рис. 4.12).

На стенках камеры радиации расположены однорядные настенные экраны труб змеевика, а между камерами радиации – двухрядные экраны двустороннего освещения. Предусмотрено четыре типоразмера этих печей, отличающихся количеством одинаковых камер радиации. Над каждой камерой радиации расположена своя камера конвекции с горизонтальными гладкими трубами. Каждая камера имеет свой газосборник и регулирующий шибер.

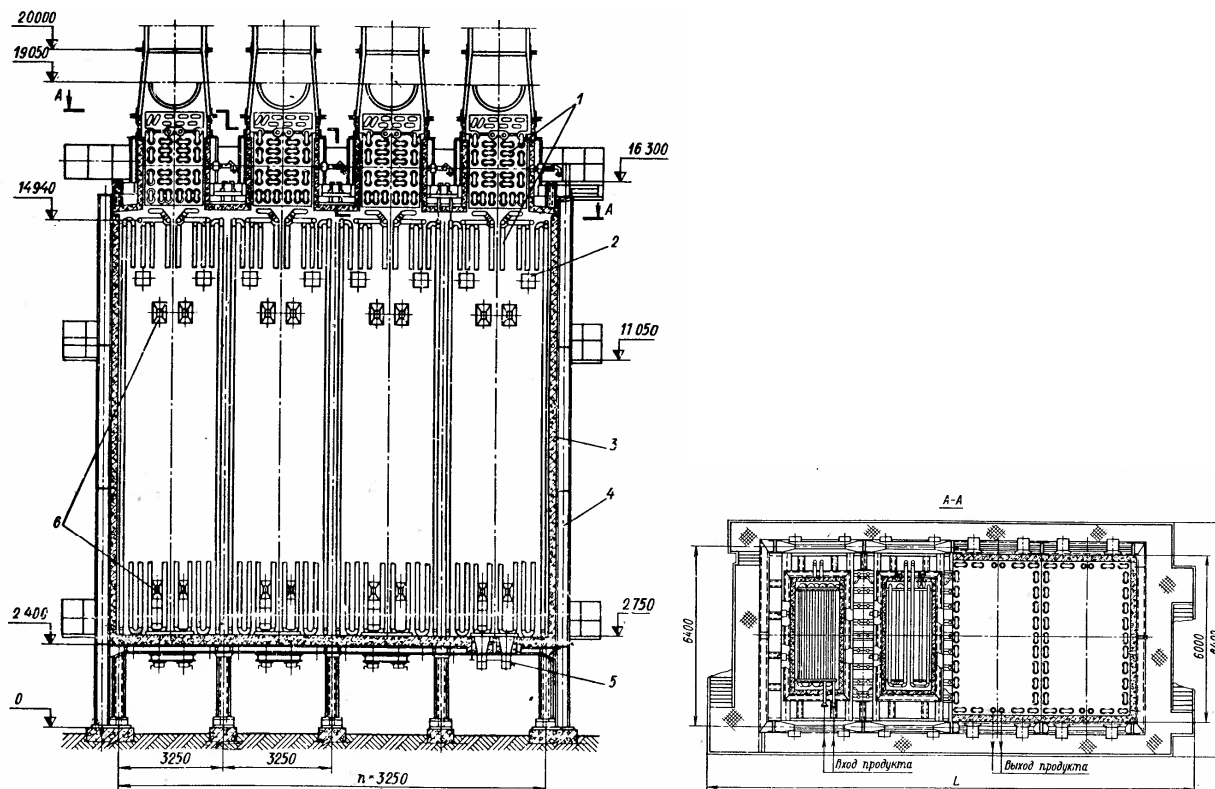


Рис. 4.12. Вертикальная секционная трубчатая печь типа ВС:

1 – змеевики; 2 и 6 – выхлопное и смотровое окна; 3 – футеровка; 4 – каркас; 5 – горелка

В вертикальной секционной трубчатой печи типа ВС все боковые поверхности печи экранированы. При полном экранировании потери тепла в окружающую среду через стенки печи меньше, чем при частичном экранировании как, например, в горизонтальных печах. Такие печи являются печами с максимальной тепловой мощностью (до 58 МВт, при средней теплонапряженности радиантных труб около $31 - 32 \text{ кВт/м}^2$).

Печи с излучающими стенками топки – основная площадь боковых стен топки собирается, как из блоков, из панельных горелок и эти стены излучают тепло на экран змеевика (рис. 4.13). В такой печи металлические каркасы панельных горелок соединяются друг с другом болтами.

В металлическом корпусе беспламенной панельной горелки (рис. 4.14), размещается керамический прямоугольный блок 7 с отверстиями. В цилиндрическую часть вставлены металлические трубки 6, топливный газ по трубе 1 подается через сопло 3, воздух подсасывается через заслонку 2 из атмосферы, в диффузоре (смесителе) 4 происходит интенсивное перемешивание газа и воздуха. Для равномерного распределения топливной смеси служит отбойная пластина 5. Топливная смесь поступает из распределительной камеры в каналы керамического блока, где происходит ее сгорание. Керамический блок раскаляется до высокой температуры и служит излучателем тепла.

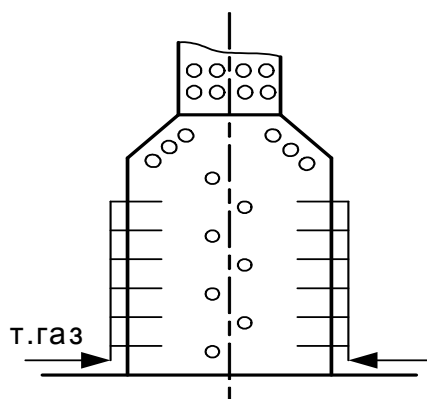


Рис. 4.13. Схема печи с излучающими стенками топки

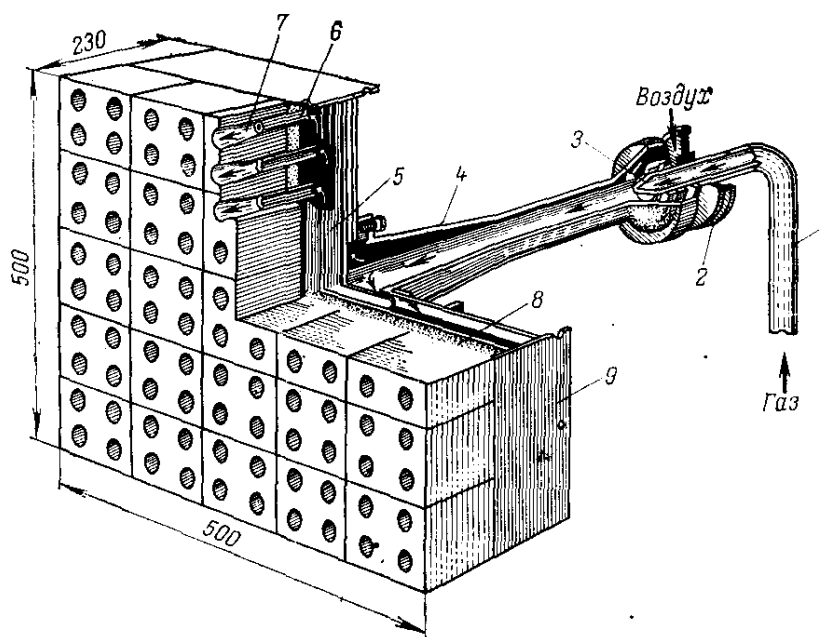


Рис. 4.14. Горелка беспламенная панельная:

1 – труба для подвода газа; 2 – заслонка; 3 – распылитель; 4 – смеситель; 5 – отбойник; 6 – трубка; 7 – керамический блок; 8 – теплоизоляция; 9 – корпус

Теплопроизводительность горелок регулируется подачей газа, а расход воздуха устанавливается автоматически в зависимости от расхода газа. беспламенные панельные горелки позволяют работать с небольшим коэффициентом избытка воздуха ($\alpha = 1,1$ и менее).

Достоинствами беспламенных панельных горелок являются: равномерное излучение, малый коэффициент избытка воздуха, высокая допустимая теплонапряженность, компактность печи, возможность организации двухстороннего облучения радиантных труб. Поскольку наружные стенки распределительной камеры охлаждаются топливно-воздушной смесью, температура стенки очень низкая благодаря низкой теплопроводности газа, это обеспечивает небольшие потери тепла через стенки топки печи в атмосферу.

Недостатки беспламенных панельных горелок: при колебании давления в сети топливного газа может уменьшиться расход газа на горелку и внутри каналов скорость распространения пламени может стать больше скорости движения газа, при этом происходит проскок пламени в распределительную камеру – хлопок и разрушение керамики. При работе на топливном газе, в котором содержатся неустойчивые соединения или загрязнения, образуются отложения в сопле и трубках (ниппелях). Чистка и ремонт беспламенных панельных горелок практически невозможны, а их замена требует остановки печи.

Печи пиролиза – трубчатые печи, предназначенные для проведения реакции пиролиза, обеспечивающие высокие температуры нагреваемого потока на выходе из печи (порядка 760 – 860 °С). Выход целевых продуктов увеличивается при уменьшении времени пребывания сырья в зоне реакции, т.е. в радиантных трубах ($\tau \approx 0,2 - 1$ с).

Продуктами побочных реакций процесса пиролиза являются: пиро-конденсат, представляющий собой жидкие углеводороды, тяжелая смола пиролиза и кокс. При образовании и отложении кокса на стенках труб растет термическое сопротивление теплопередачи, увеличивается температура стенки и в результате может произойти прогар. Для подавления коксообразования сырье смешивают с водяным паром. Чем тяжелее сырье, тем больше соотношение пара и сырья.

Температура стенки трубы при пиролизе ограничивается значением около 1050 °С и зависит от выбора материалов.

Чем выше температура и меньше время пребывания, тем больше жесткость пиролиза, тем выше выход целевых продуктов. Для обеспечения этих параметров в современных печах пиролиза обычно используют многопоточные вертикальные змеевики в радиантной камере. При выходе из конвекционных труб число потоков увеличивается, т.е. сырье разделяется на несколько труб, работающих параллельно. При прохождении сырья через многопоточный змеевик гидравлическое сопротивление меньше, чем при последовательном соединении того же числа труб. Диаметр радиантных труб стремятся уменьшить для обеспечения высокой скорости движения сырья (до 300 м/с). За счет уменьшения длины трубы L и увеличения

скорости движения сырья в трубах w снижают время пребывания τ ($\tau = L/w$). За счет повышения скорости движения в трубах увеличивается коэффициент теплоотдачи к сырью ($w \rightarrow Re \rightarrow Nu \rightarrow \alpha_0$).

В табл. 4.5 приведены характеристики различных типов трубчатых печей.

4.11. Конструктивные элементы трубчатых печей

Фундамент печи сооружают из монолитного или сборного железобетона и конструктивно изолируют от воздействия высоких температур. На фундамент через несущие стойки каркаса печи опирается вся масса печи.

Каркас печи – основная несущая металлическая конструкция, воспринимающая нагрузки от веса огнеупорной футеровки, трубчатого змеевика, вспомогательных узлов (а в некоторых печах – и дымовых труб). Конфигурация каркаса соответствует форме трубчатой печи.

Футеровка предназначена для защиты каркаса печи от воздействия высоких температур и создания вторичного теплового излучения, повышающего тепловую эффективность (к.п.д.) печи. Для снижения теплопотерь через футеровку и создания безопасных условий эксплуатации с внешней стороны печи футеровка покрывается слоем теплоизоляции.

Обмуровка производится с помощью огнеупорных кирпичей, блоков из бетона и железобетона, а также используют монолитные железобетонные стены. Толщина стены зависит от температуры в топке, т.е. от наличия или отсутствия тепловоспринимающих поверхностей. Максимально допустимая температура по наружной поверхности изоляции 100 °С. Толщина стенок 250 – 400 мм в зависимости от условий. В стенах предусмотрены температурные швы, которые должны оставаться герметичными во избежание подсосов воздуха.

Технологический змеевик печи – это наиболее ответственная часть печи, изготавливаемая из дорогостоящих горячекатаных бесшовных труб и работающая в наиболее тяжелых температурных и коррозионных условиях. Змеевик монтируется из прямых отрезков труб длиной 12 – 24 м с помощью сварных поворотных калачей или съемных ретурбендов. В последнем случае концы труб укрепляют в ретурбендах развальцовкой, а в ретурбенде против каждой из труб устанавливают коническую пробку, затягиваемую упорным болтом. Это позволяет периодически очищать трубы змеевика от кокса и других отложений без демонтажа змеевика. Концы труб с ретурбендами обычно выносят за пределы топки в специальные ретурбендные камеры.

Таблица 4.5

Характеристика различных типов трубчатых печей

Тип печи	Расположение змеевика	Расположение горелок	Применение
1	2	3	4
<i>Печи для нагрева, испарения и перегрева углеводородного сырья</i>			
ГС	Горизонтальное расположение сырьевых змеевиков в радиантной камере. Змеевик 2-х и 4-х трубчатый. Камера конвекции расположена над камерой радиации	Газомазутные горелки смонтированы в шахматном порядке в поде радиантной камеры	Нагрев нефти на установках АВТ, теплопроизводительность 15 – 58 МВт
ГН	Горизонтальное расположение сырьевых змеевиков в радиантной камере, наклонные горелки. Камера конвекции расположена над камерой радиации	Газомазутные горелки размещены с двух сторон под углом 45°	Рекомендуется применять при нагреве сырья до 500 °С, 7,5 – 24 МВт
ЦС	Цилиндрическая печь, вертикальный трубчатый змеевик. Камера конвекции расположена над камерой радиации	Газомазутные комбинированные горелки, расположенные в поду печи	На установках гидроочистки, платформинга, деасфальтизации и др., 4 – 17 МВт
ЦД	Цилиндрическая печь, внутри которой расположен рассекатель-распределитель в виде пирамиды с вогнутыми гранями. Вертикальный трубчатый змеевик. Камера конвекции расположена над камерой радиации	Настильное пламя горелок, горелки расположены почти вертикально, с небольшим наклоном в сторону рассекателя-распределителя	Высокопроизводительные установки АВТ, производительность по сырью по сравнению с печью типа ЦС увеличена в 1,5 раза, 22 – 36,5 МВт
Р	Многокамерные печи (одна камера конвекции и несколько камер радиации). Трубчатые змеевики расположены вертикально и могут быть двух- и многополюсными. Камера конвекции расположена на боку от камер радиации	Комбинированные горелки типа ФГМ смонтированы во фронтальных стенах, факелы от которых направлены горизонтально к противоположным стенам	Для нагрева газосырьевой смеси в процессах каталитического риформинга и гидроочистки, тепловая мощность печей достигает 46 МВт

1	2	3	4
Многокамерная печь	Одна камера конвекции (разделена на три хода перемычками) и несколько камер радиации. Вертикальные двухпоточные трубчатые змеевики. Камера конвекции расположена сбоку от камер радиации	Комбинированные газомазутные горелки типа ФГМ-4, рассредоточенные по фронту и высоте, расположены горизонтально	Для установок каталитического риформинга, гидроочистки и ароматизации
Ечь шатрового типа	Габаритные размеры печи очень велики (25×15×8 м) на сооружение требуется 218 т металла и 180 м ³ кирпича. Одностороннее облучение создает неравномерность нагрева труб, кпд 0,6 – 0,7, низкая эффективность; конструкция печи морально устарела. Камера конвекции расположена сбоку от камер радиации	Газомазутные горелки смонтированы во фронтальных стенах, факелы от которых направлены горизонтально	Установки АВТ, термокрекинг, каталитический крекинг, в масляном производстве и др., 7 – 60 МВт
Пиролизная печь фирм «Лумус», «Келлок», «Фостер Уиллер»	<p><i>Печи для высокотемпературных процессов деструктивных превращений углеводородного сырья</i></p> <p>Одна из основных особенностей таких печей – необходимость иметь такой объем реакционной зоны трубчатого змеевика, в котором при достижении рабочих условий исходное сырье может разлагаться до требуемой глубины за установленный промежуток времени (время контакта). Многопоточный вертикальный змеевик. Высота печи до 65 м. Камера конвекции расположена над камерой радиации</p>	Горизонтальные комбинированные газомазутные горелки	Производство этилена, пиролиз этана

При горизонтальном расположении труб змеевика в печи они либо опираются на кронштейны, либо помещены на подвесках, прикрепленных к каркасу печи, и имеют возможность свободно перемещаться. В конвекционных камерах, где трубы змеевика собраны в многорядный пучок, они опираются на трубные решетки, через которые пропущены трубы. Змеевик с вертикальными трубами (печи ЦД) подвешивают к каркасу печи специальными подвесками.

Конвекционные и радиантные трубы и змеевики печей разного назначения работают в разных температурных условиях. Сырье и продукты сгорания также могут существенно отличаться по агрессивным свойствам. В качестве материала для змеевиков используется низко- или высоколегированный металл, в зависимости от условий работы.

Жаропрочность обеспечивает введение хрома, никель обеспечивает сохранение высокопрочной аустенитной структуры при охлаждении. Устойчивость к окислению при высоких температурах обеспечивает введение молибдена и кремния. Для пиролизных змеевиков вводят алюминий как добавку. Его основное назначение – обеспечить оксидную пленку при выжиге кокса. Никель придает стали прочность, но с другой стороны – оказывает каталитическое действие в процессе пиролиза, т.е. способствует коксообразованию.

В эти стали для пиролизных печей вводят кремний и алюминий, которые создают оксидную пленку, которая при выжиге кокса сохраняется и препятствует контакту углеводородов с никелем.

Для конвекционных змеевиков и печей с умеренными рабочими температурами используют более дешевые низколегированные стали 15Х5М.

Утилизаторы тепла используют в трубчатых печах для уменьшения потерь тепла с уходящими после конвекционной камеры дымовыми газами, которые имеют в печах АВТ температуру порядка 300 °С. Наиболее широко применяют рекуперацию тепла этих газов на подогрев первичного воздуха, нагнетаемого в форсунки печи. Это повышает КПД печи как за счет снижения потерь тепла с уходящими дымовыми газами, так и за счет повышения температуры в топке при подаче нагретого воздуха на горение.

Дымовая труба выполняет две основные функции – создает необходимую тягу в топке печи и отводит вредные дымовые газы (содержащие оксиды углерода, азота серы и углеводороды) на большую высоту для лучшего их рассеяния в атмосфере. По своей конструкции и компоновке с печью дымовые трубы бывают трех типов – металлические индивидуальные, металлические общие и железобетонные.

Гарнитура трубчатой печи включает ее вспомогательные конструкционные и эксплуатационные узлы:

- *подвески* предохраняют трубы от провисания в радиантной камере печи;

- *трубные решетки* потолочных экранов и в камерах конвекции также служат для поддержания труб в горизонтальном состоянии, их обычно устанавливают через 3 – 4 м по длине труб;

- *предохранительные окна* располагают по боковым стенкам печи в один или несколько рядов, они служат для ослабления силы взрыва при аварии в топке и предохранения печи от разрушения;

- *смотровые окна* – небольшие (50 – 100 мм) отверстия в крышках люков или предохранительных окнах, закрываемые откидными или поворотными крышками. Они предназначены для систематического визуального контроля за работой форсунок, характером факела горения, для осмотра состояния топки в рабочих условиях и т.д.;

- *шибер дымохода* – это заслонка, с помощью которой регулируется сечение дымохода и соответственно тяга в топке печи.

Горелки (или *форсунки*) служат для сжигания топлива, подаваемого в топку печи. По типу используемого топлива различают горелки газовые, горелки на жидком топливе (мазутные) и комбинированные – на газовом и жидком топливе (газوماзутные). Газовые горелки по организации сжигания в них топлива бывают пламенные и беспламенные (панельные). В пламенных горелках газ сжигается с образованием факела, являющегося основным первичным излучателем в топке, а в беспламенных (панельных) – в многотуннельной керамической панели так, что пламя из нее не выходит, а сама она раскаляется до высокой температуры и служит излучателем тепла. Из таких панелей собирается основная площадь боковых стен топки, и эти стены излучают тепло на экран змеевика. Все остальные типы горелок подают в топку факелы пламени.

Вспомогательные устройства для обслуживания – площадки, лестницы, системы трубопроводов сжатого воздуха, пароснабжения и паротушения.

4.12. Основные требования, предъявляемые к горелкам.

Расположение горелок

Расход топлива во многом зависит от конструкции и эффективности работы горелки. Горелка должна обеспечивать надежное и эффективное смешение топлива и воздуха для его последующего сжигания. Качество и

однородность состава топливо-воздушной смеси обуславливает в свою очередь полноту сгорания топлива. В некоторых случаях (при сжигании газового топлива) газозадушная смесь готовится предварительно и подается на сжигание в горелку уже в готовом виде. Предварительная подготовка топливо-воздушной смеси является наилучшим вариантом сжигания газового топлива, т.к. исключается недожог топлива. Однако, как правило, в горелочное устройство (горелку) топливный газ и воздух поступают в зону горения по отдельным линиям. Воздух, необходимый для горения, в случае, если печь имеет воздухоподогреватель или в топке недостаточно разрежение, может подаваться вентилятором. В других случаях используется инжекционный принцип, т.е. газ, выходящий из сопла, подсасывает атмосферный воздух. Поскольку сопла горелок имеют высокое гидравлическое сопротивление, газ должен иметь повышенное давление. Для сжигания сбросных газов с недостаточным давлением имеются горелки, в которых инжекция обеспечивается не газом, а сжатым воздухом.

К горелкам предъявляется целый ряд требований:

1. Обеспечение стабильного равномерного распределения тепловой энергии по зонам печи и заданный температурный профиль по длине трубчатого змеевика.
2. Возможность работы на различных видах топлива: природный газ, топливный газ, мазут.
3. Горелки должны обеспечивать эффективное сжигание топлива также при некотором изменении его состава.
4. Устойчивое горение во всем диапазоне изменения расхода газа (без отрыва пламени от выходной части горелки или проскока его в смеситель).
5. Большая единичная теплопроизводительность, позволяющая размещать в топке ограниченное количество горелок.
6. Простота изготовления, сборки, монтажа в печь, обслуживания, возможность ремонта горелок без останова печи.
7. Обеспечение эффективного и экономичного расхода топлива, т.е. работа с минимальным коэффициентом избытка воздуха, обеспечение полного сжигания топлива.
8. Несложная конструкция, удобная для технологического обслуживания и ремонта.
9. Горелки должны обеспечивать надежность и безопасность при их эксплуатации.
10. Обеспечение высоких экологических характеристик при сжигании топлива, предотвращение образование вредных выбросов NO_x , CO .
11. Работа без значительного шумового давления с соблюдением установленных санитарных норм.

12. Возможность мониторинга и управления работой горелки в автоматическом режиме через систему распределенного управления технологическим процессом.

13. Возможность работы с низконапорными газами. Как правило, для работы с низконапорными газами используют специальные горелки.

Расположение и число горелок в печи зависит от типа и общей теплопроизводительности печи. Горелки могут располагаться снизу печи, на ее боковых стенках или сверху радиантной камеры.

При нижнем расположении форсунок (в поде печи) в одну линию или в шахматном порядке все коммуникации (подвод мазута, газа и воздуха с регулируемыми устройствами) помещают под печью, а для удобства их обслуживания печь на опорах располагается на расстоянии около 2 м от земли.

Если форсунки находятся на боковых стенах печи, то в зависимости от числа форсунок они устанавливаются в один или два ряда по высоте, перпендикулярно или под углом (печи ГН) к плоскости стенки. Обслуживаются такие форсунки с боковых площадок, прикрепленных к каркасу печи.

В некоторых конструкциях печей с коробчатой формой топки и нижним отводом дымовых газов (через под печи) форсунки располагаются в своде печи и факелы от них направлены сверху вниз.

В эксплуатации такое расположение оказалось очень неудобным (все коммуникации и обслуживающий персонал находятся в зоне высоких температур от горячего свода), и поэтому печи с таким расположением форсунок распространения не получили.

4.13. Подогрев воздуха и генерация пара теплом дымовых газов.

Котлы-утилизаторы, парогенераторы, воздухонагреватели

Эффективность использования тепла топочных газов можно повысить, применяя котлы-утилизаторы для производства пара и воздухоподогреватели для нагрева воздуха, подводимого к горелкам печи.

Одним из способов повышения КПД печи и уменьшения расхода топлива является предварительный подогрев воздуха в *воздухоподогревателях* и подача его в горелки для сжигания топлива (рис. 4.15). Нагретый воздух повышает температуру горения топлива за счет интенсивного и более полного его сжигания, причем реакция горения может проходить с более низким коэффициентом избытка воздуха, что в конечном итоге снижает расход топлива. Воздухоподогреватели рекомендуется применять для утилизации тепла топочных газов, которые на выходе из печи имеют температуру ниже 500 °С.

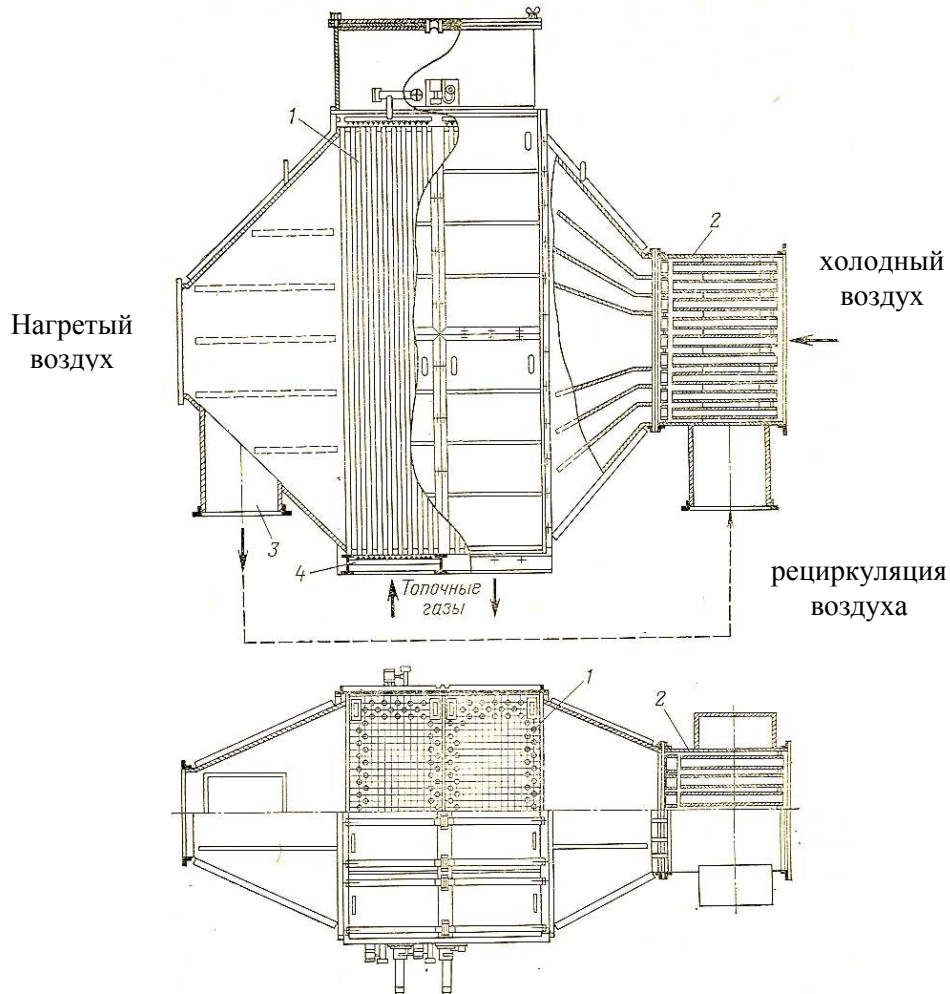


Рис. 4.15. Воздухоподогреватель ВТР конструкции Гипронефтемаша, Россия:
 1 – трубчатые секции; 2 – смешительная камера; 3 – штуцер; 4 – труба с соплами

Из рис. 4.16 можно определить экономию топлива, достигнутую при подогреве воздуха (при данных температуре и избытке его) по сравнению с расходом топлива без подогрева воздуха.

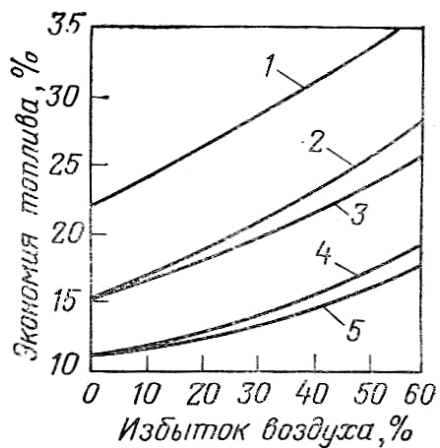


Рис. 4.16. Экономия топлива при предварительном подогреве воздуха:
 1 – $t_{m.g.} = 750^\circ\text{C}$, $t = 500^\circ\text{C}$; 2 – $t_{m.g.} = 750^\circ\text{C}$, $t = 350^\circ\text{C}$;
 3 – $t_{m.g.} = 650^\circ\text{C}$; $t = 350^\circ\text{C}$; 4 – $t_{m.g.} = 650^\circ\text{C}$;
 $t = 250^\circ\text{C}$; 5 – $t_{m.g.} = 550^\circ\text{C}$; $t = 250^\circ\text{C}$ ($t_{m.g.}$ – температура топочных газов, t – температура воздуха)

Подогрев воздуха выгоден еще и потому, что позволяет сжигать топливо с минимальным избытком воздуха и уменьшить образование диоксида серы из топлива, содержащего сернистые соединения. При небольшом коэффициенте избытка воздуха ($\alpha = 1,05 - 1,07$) только 3 % диоксида серы переходит в триоксид, в то время, как при $\alpha = 1,2$ происходит окисление до 20 % диоксида серы. Чтобы уменьшить коррозию оборудования, содержание кислорода в продуктах сгорания не должно превышать 0,5 – 1,5 %.

По сравнению с котлами-утилизаторами воздухоподогреватели обладают преимуществами: более простая конструкция, менее сложны и более безопасны в эксплуатации. Однако и для их применения требуются значительные капитальные вложения, которые обусловлены необходимостью иметь большую теплообменную поверхность и использовать для изготовления аппаратов коррозионностойкие дорогостоящие материалы. Кроме того, применение в печном агрегате воздухоподогревателя приводит к снижению конечной температуры уходящих из печи топочных газов и росту аэродинамического сопротивления в дымовом тракте и уменьшению тяги в печи. Для ее повышения необходимо либо устанавливать достаточно мощные дымососы, либо сооружать более высокую дымовую трубу, футерованную кислотостойкими материалами. В серийных воздухоподогревателях используют обычно одностороннее оребрение труб.

Воздухоподогреватель нормально эксплуатируется, если температура поверхности нагрева выше точки росы уходящих дымовых газов на 10 – 15 °С. То есть температура дымовых газов на холодном конце воздухоподогревателя должна быть не менее 170 – 180 °С. В этом случае удастся избежать конденсации влаги на охлажденных элементах конструкции аппарата и образования диоксида серы. Температура точки росы зависит от содержания серы в котельном топливе и сероводорода в производственном газе. При содержании в котельном топливе 1 % серы температура точки росы топочных газов повышается до 130 °С, с увеличением содержания серы на один процент эта температура возрастает приблизительно на 4 %.

Котлы-утилизаторы (рис. 4.17) предназначены для использования тепла дымовых газов трубчатых печей путем получения водяного пара.

В реализованных в промышленности схемах печных комплексов котлы-утилизаторы работают на уходящих дымовых газах с температурой на входе 400 – 500 °С для получения пара низких параметров (1,4 МПа). Получаемый из котлов-утилизаторов водяной пар по параметрам пригоден для применения в технологических схемах установок в качестве греющего агента и для привода паровых турбин турбокомпрессоров. Конструктивно котлы-утилизаторы представляют собой либо самостоятельные аппараты, либо

встроенные в печь. Более стабильная работа котлов достигается при автономном монтаже одного аппарата на группу печей. Котлы-утилизаторы бывают двух видов: газотрубные и водотрубные. В газотрубных котлах-утилизаторах в трубы подаются дымовые газы. Они используются при малых расходах дымовых газов. В водотрубных котлах-утилизаторах в трубах находится вода и водяной пар. Как правило, такие котлы имеют нагревательную и испарительную секции и пароперегреватель.

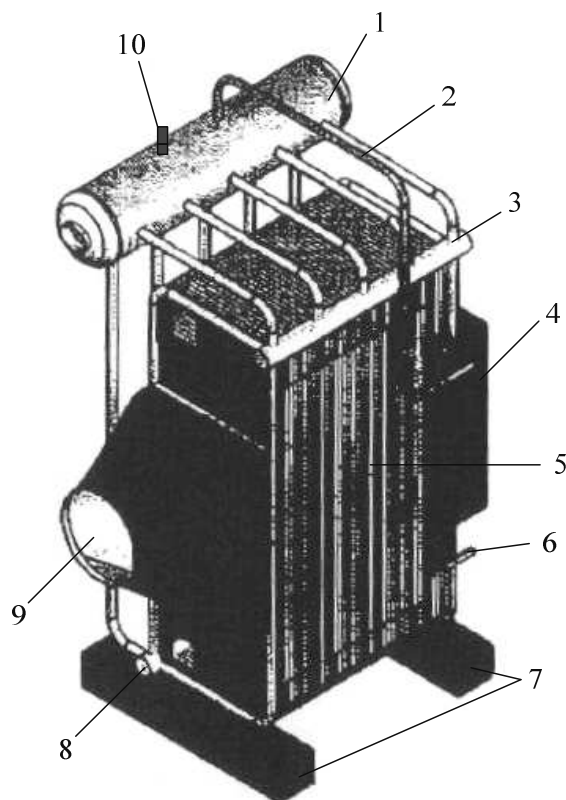


Рис. 4.17. Общий вид котла-утилизатора:

1 – барабан котла-утилизатора; 2 – отвод насыщенного пара в пароперегреватель; 3 – верхний коллектор; 4 – вход дымовых газов; 5 – основной блок котла со встроенным пароперегревателем; 6 – выход пара; 7 – опоры; 8 – нижний распределительный коллектор; 9 – выход дымовых газов; 10 – вход питательной воды

Отличительной особенностью котлов-утилизаторов, как оборудования для генерации пара, является необходимость обеспечения пропуска большого количества греющих дымовых газов на единицу вырабатываемого водяного пара. Эта отношение является прямой функцией начальной на входе в аппарат температуры дымовых газов и их расходам. Вследствие сравнительно невысокой температуры дымовых газов для генерирования пара их удельный расход в котлах-утилизаторах намного выше (в 8 – 10 раз), чем в обычных топочных котлах. Повышенный удельный расход греющих газов на еди-

ницу вырабатываемого пара предопределяет конструктивные особенности котлов-утилизаторов. Они имеют большие габариты, высокую металлоемкость. На преодоление дополнительного газодинамического сопротивления и создание требуемого разрежения в топке печи (на тягу) затрачивается 10 – 15 % эквивалентной электрической мощности котла-утилизатора.

Эксплуатация котлов-утилизаторов сталкивается с определенными трудностями. Для их работы необходима соответствующая подготовка питательной воды, так как с повышением ее жесткости аппарат быстрее выходит из строя. Кроме того, для нормальной работы котла-утилизатора необходимо систематически продувать систему.

Важной проблемой обеспечения долговечности эксплуатации котлов-утилизаторов является борьба с сернокислотной коррозией. Исходя из этого, рационально использовать их при более высоких температурах, чем воздухоподогреватели, применение которых ограничено температурой топочных газов 450 – 500 °С, поскольку, работая в области высоких температур, котлы более надежны в эксплуатации и имеют большой ресурс работоспособности.

Углубление отбора тепла дымовых газов котлами-утилизаторами достигается комплектацией их *экономайзерами* (аппараты предварительного нагрева питательной воды) и при получении пара давлением свыше 1,0 МПа – *деаэраторами* (устройства для удаления воздуха из системы), сконструированными так, чтобы холодные элементы этих аппаратов не соприкасались непосредственно с дымовыми газами. В отдельных случаях воду предварительно нагревают паром, подача которого автоматически регулируется в зависимости от температуры дымовых газов на выходе.

Надежность работы и ресурс долговечности котлов определяются в основном коррозионной стойкостью выбранных материалов. Наибольшему коррозионному разрушению подвержены «холодные» элементы конструкции особенно в местах крепления труб к трубным доскам. С увеличением содержания серы в топливе точка росы дымовых газов повышается и может достигать 160 – 170 °С. В условиях сернокислотной коррозии длительное время могут работать только теплообменные поверхности из специальных материалов: нержавеющей стали, биметалла, стекла, тефлона, обычных чугунов и стали с антикоррозионным покрытием.

4.14. Комбинированные горелки

Комбинированные горелки служат для сжигания газообразного или жидкого топлива, допускают применение обоих видов топлива. Для распыла жидкого топлива служит водяной пар.

Конструкцию и принцип работы комбинированных горелок рассмотрим на примере горелки типа ГП, получившей широкое распространение в печах нефтеперерабатывающих заводов (рис 4.18).

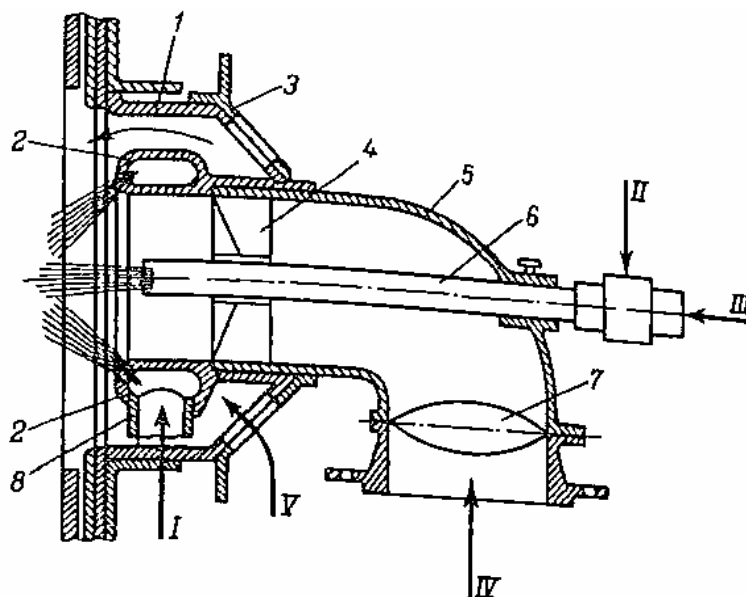


Рис. 4.18. Устройство горелки типа ГП:

1 – корпус; 2 – газовый коллектор; 3 – регистр; 4 – лопатка завихрителя; 5 – воздухопровод; 6 – форсунка мазутная; 7 – поворотный шибер; 8 – газоподводящая труба;
I – газ; II – мазут; III – водяной пар; IV, V – первичный и вторичный воздух

Комбинированные горелки типа ГП состоят из трех основных узлов: жидкостного, газового и воздушного. Газовый узел представляет собой торообразный коллектор с рассредоточенными по окружности отверстиями большого и меньшего размеров – диаметром 10 и 4 мм. Газопровод соединен с коллектором резьбовым соединением. Жидкостной узел состоит из двух частей – узла подачи жидкого топлива с регулирующим вентиляем и узла ввода пара для распыления. Жидкостной узел расположен по оси горелки и на выходе его имеется распыливающее сопло. Воздушный узел состоит из двух частей: корпуса с окнами, перекрываемыми регистром, через который проходит атмосферный воздух, и патрубка с фланцем для подачи воздуха от вентилятора.

Горелка типа ГП работает следующим образом. На жидком топливе – по наружной трубе вводится мазут, а водяной пар подается по внутренней, их расход регулируют запорной арматурой. Подогретая парожидкостная эмульсия направляется к соплу. Затем малодисперсная паромазутная эмульсия, образованная внутри узла, направляется двумя потоками к завихрителю горелки: один внешний направляется через отверстие распе-

делителя, а другой (внутренний) – через рефлектор. Из горелки эмульсия распыляется в воздушные потоки, инжектируемые через воздушный узел. Образование топливо-воздушной смеси и ее воспламенение начинается в амбразуре камеры сгорания.

На газообразном топливе горелка работает следующим образом. Топливный газ через отверстия газового коллектора распределяется в центральный закрученный и периферийный прямоочный воздушные потоки, инжектируемые в горелку через воздухопровод и окна корпуса. Газовоздушная смесь воспламеняется и сгорает в амбразуре. Расход атмосферного воздуха регулируют шиббером и регистром. Конструкцией горелки предусмотрена возможность подачи в нее воздуха от вентилятора через воздухопровод. Необходимость подачи воздуха в горелку может быть вызвана двумя причинами: недостаточным разрежением в топке, при котором не обеспечивается подсос необходимого количества воздуха, и использованием подогретого воздуха для сжигания топлива.

Горелка ГП может работать как отдельно на газе или мазуте, так и одновременно сжигать оба вида топлива.

Эффективность работы печи и концентрация загрязняющих атмосферу веществ в продуктах сгорания существенно зависят от конструкции горелок, их технического состояния и расположения в топочном пространстве. В настоящее время разработано большое число современных газовых и комбинированных горелочных устройств, получивших широкое распространение на нефтеперерабатывающих заводах (рис 4.19).

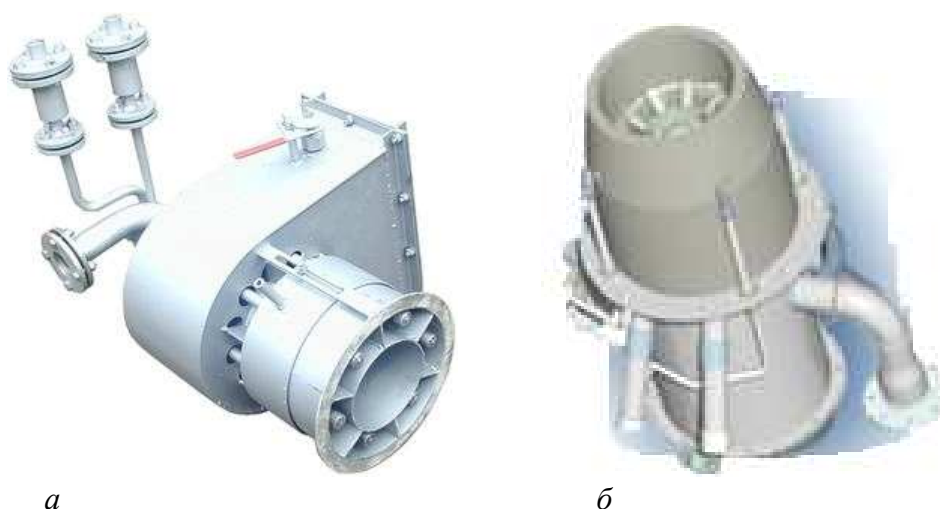


Рис. 4.19. Современные горелки нефтеперерабатывающей промышленности:
а – комбинированная горелка ЗАО ПО “НЕФТЕГАЗХИММАШ”, Россия;
б – компактная газовая горелка COOLstar™ Series Burner (ultra-low NOx) компании John Zink Co., LLC, США

4.15. Акустические горелки

В акустических горелках смешение газа с воздухом достигается за счет закручивания топливного газа в спиральной камере и выхода через канал малого сечения. По оси горелки создается разрежение, за счет которого подсасывается не только воздух, но и дымовые газы из топки, что приводит к подавлению образования окислов азота и окиси углерода CO. Горелка простой конструкции удобна в работе и создает настильное пламя.

На рис. 4.20 изображена акустическая газовая горелка типа АГГ для печей пиролиза углеводородного сырья и высокотемпературных трубчатых печей нефтехимических процессов. Горелка состоит из корпуса, в котором установлен резонатор смешения топливного газа с первичным атмосферным воздухом. Он представляет собой камеру с двумя перегородками, выполненными в виде двухзаходной спирали, близкой по профилю спирали Архимеда. Выходной канал резонатора соединен с торовой деталью корпуса горелки, которая имеет распределительный воротник для плавного и равномерного распределения вращающейся газозвушной смеси на огнеупорную стенку топки. Горелка снабжена устройством для регулирования количества эжектируемого атмосферного воздуха. Устройство состоит из скобы, штока и регулирующего диска.

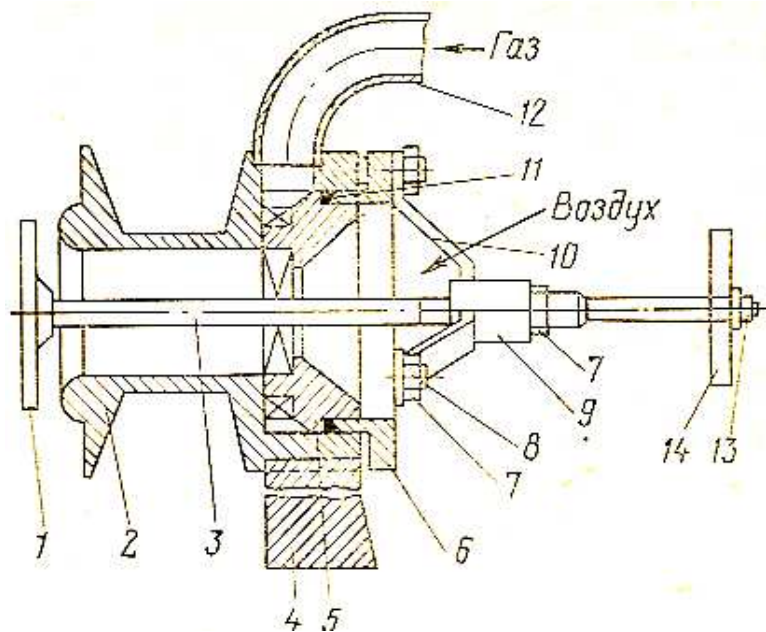


Рис. 4.20. Акустическая газовая горелка типа АГГ:

1 – регулирующий диск; 2 – корпус; 3 – шток; 4 – стойка; 5 – резонатор; 6 – нажимная втулка; 7, 13 – гайки; 8 – болт; 9 – втулка направляющая; 10 – траверса; 11 – сальниковая набивка; 12 – газовый отвод; 14 – рукоятка

Горелка работает следующим образом: природный (или производственный) топливный газ поступает в горелку по газопроводу и попадает в спиральные каналы акустического резонатора, где поток газа приобретает вихреобразное движение, поэтому по оси горелки (у входа в корпус горелки и выхода из него) создается значительное разрежение и происходит эжекция, с одной стороны, атмосферного воздуха, с другой, – дымовых газов из топки печи. Засасываемые потоки воздуха и газов интенсивно перемешиваются и однородной смесью направляются в топку печи. Соотношение топливного газа и воздуха можно изменять при помощи регулирующего диска, расположенного у выходной части горелки. При вращении рукоятки шток перемещается вдоль оси, а вместе с ним и диск, перекрывающий проходное сечение между корпусом и диском, вследствие этого ограничивается подсос дымовых газов и устанавливается оптимальное поступление атмосферного воздуха в камеру, в количестве 0,15 – 0,2 от теоретически необходимого. Избыток воздуха в газозвоздушной смеси за горелкой достигает 1,05 – 1,08. Интенсивность смешения компонентов намного усиливается, так как возникает акустический эффект. На выходе из горелки однородная газозвоздушная смесь под воздействием центробежных сил поворачивается на 180°, воспламеняется, равномерно настиляется на гладкую огнеупорную стенку топки и интенсивно сгорает. Равномерно раскаленная огнеупорная стенка стабильно излучает тепловой поток на поверхность пирозмеевиков.

Акустические горелки обладают важными преимуществами: высокая теплопроизводительность горелки сочетается с равномерным сжиганием газообразного топлива любого состава с малым избытком воздуха, что позволяет рационально использовать топливо и снизить его расход; простота конструкции и небольшая масса существенно облегчают ее изготовление, монтаж, обслуживание и ремонт; в результате применения в печах значительно меньшего числа горелок существенно упрощается система обвязки газопроводами и сокращается расход арматуры.

Тема 5 АППАРАТЫ ДЛЯ СУШКИ МАТЕРИАЛОВ

5.1. Процесс сушки

Сушкой называют процесс удаления паров влаги, образующихся при подводе теплоты к высушиваемым материалам (сыпучим, жидким и пастообразным).

Целью процесса сушки является улучшение качественных показателей материала (снижение его объемной массы, повышение прочности) и, в связи с этим, увеличение возможностей его использования. В химической промышленности, где технологические процессы протекают в основном в жидкой фазе, конечные продукты имеют вид либо паст, либо зерен, крошки, пыли. Это обуславливает выбор соответствующих методов сушки.

Интенсивность сушки зависит от способа подвода теплоты к высушиваемому материалу и отвода испаряющейся влаги, а также от скорости перемещения влаги из глубинных слоев материала к его поверхности. Последний показатель в свою очередь определяется теплофизическими свойствами высушиваемого материала и формой связи влаги с ним.

Сушилки, применяемые в химической промышленности, обычно классифицируют по способу подвода теплоты к высушиваемому материалу следующим образом.

Конвективные, в которых тепло передается от теплоносителя (воздух, инертные газы, дымовые газы) к поверхности высушиваемого материала. Различают следующие конвективные сушильные аппараты:

- для сушки материала в слое – полочные, туннельные, ленточные и вальцеленточные сушилки;
- барабанные вращающиеся;
- для сушки материала в режиме псевдооживленного и фонтанирующего слоев;
- для сушки материала в режиме пневмотранспорта;
- распылительные.

Кондуктивные или контактные, в которых тепло высушиваемому материалу передается через обогреваемую перегородку, соприкасающуюся с материалом. Такие сушильные аппараты применяют для сушки термочувствительных материалов, удаления из материала органических растворителей, сушки токсичных и легковоспламеняющихся веществ, сушки продуктов, для которых недопустим контакт материалов с теплоносителем,

например, для исключения загрязнения. Различают следующие кондуктивные сушильные аппараты:

- полочные;
- барабанные вращающиеся;
- вальцовые.

Специальные сушильные аппараты:

- терморadiационные (применяют для сушки тонколистового материала и лакокрасочных покрытий);
- высокочастотные (применяют для сушки толстослойных материалов, когда необходимо регулировать температуру и влажность на поверхности и в глубине материала);
- сублимационные (применяют, если высушиваемый материал не выдерживает обычной тепловой сушки).

Применяемые в химической промышленности типы сушилок можно также классифицировать по технологическим признакам: давлению (атмосферные, вакуумные), периодичности процесса, по роду сушильного агента (воздушные, газовые, сушилки на перегретом паре), направлениям движения материала и сушильного агента (прямоточные и противоточные), способу обслуживания, схеме циркуляции сушильного агента, тепловой схеме и т.д.

Наиболее широко распространены в химической технологии конвективный и кондуктивный методы сушки. Несколько реже применяют радиационную сушку (инфракрасными лучами) и сушку электрическим током (высокой или промышленной частоты). Методы сушки сублимацией со сбросом давления находят ограниченное применение в химической промышленности.

Наиболее распространенными являются конвективные сушильные аппараты, работающие при атмосферном давлении, в которых в качестве сушильного агента используют топочные газы, подогретый воздух или их смесь. Доля этих сушилок в общем объеме применяемых сушильных аппаратов составляет около 80 %. Наиболее экономичны по теплотратам противоточные сушилки; прямоток используют лишь в тех случаях, когда высушиваемый материал нельзя подвергать воздействию высокой температуры в конце процесса сушки.

Конструкции сушилок весьма разнообразны и выбор их определяется технологическими особенностями производства.

5.2. Методы и физические основы сушки

При *конвективной* сушке физическая сущность процесса сводится к удалению влаги из материала за счет разности парциальных давлений над

материалом P_{II}^M и в окружающей среде P_{II}^C . Процесс сушки происходит при условии, что $P_{II}^M > P_{II}^C$. При равенстве парциальных давлений $P_{II}^M = P_{II}^C$ наступает состояние равновесия, и процесс сушки прекращается. При этом в материале установится влажность, называемая равновесной W_p . Если сушить материал до влажности ниже равновесной, то неизбежно наступит состояние, при котором $P_{II}^M < P_{II}^C$, и материал начнет увлажняться. Этот процесс называют сорбцией. Обычно сушку ведут до равновесной влажности.

При сушке удаление влаги с поверхности связано с диффузией влаги изнутри материала к поверхности. Эти два процесса должны находиться в строгом соответствии, в противном случае возможно пересыхание, коробление поверхности материала и ухудшение его качества.

Таким образом, при конвективной сушке влага перемещается к поверхности за счет градиента влажности, градиент температуры несколько тормозит процесс. За счет разности температур на поверхности и внутри материала происходит движение влаги внутрь, в направлении снижения температуры.

Равновесная влажность, а, следовательно, протекание процесса сушки зависят от свойств высушиваемого материала, характера связи с ним влаги и параметров окружающей среды. Связь влаги с материалом может быть механической, физико-химической и химической.

Капиллярно связанная влага заполняет макро- и микрокапилляры. Она механически связана с материалом и наиболее легко удаляется. Давление пара над поверхностью материала тем меньше, чем прочнее связь между водой и материалом. Наиболее прочна эта связь у гигроскопических веществ. Давление пара над ними наиболее отличается от давления насыщенных паров.

Адсорбционно связанная влага. Влажность обусловлена адсорбцией воды на наружной поверхности материала и на поверхности его пор. Осмотически связанная влага находится внутри структурного скелета материала и удерживается осмотическими силами. В этих двух случаях связь воды с материалом имеет физико-химическую природу.

Химически связанная влага. Под химически связанной влагой понимают воду гидроокиси, которая в результате реакции гидратации вошла в состав гидроокиси и соединений типа кристаллогидратов. Связь нарушается только в результате химического воздействия (иногда в результате прокаливании), и влага не удаляется при сушке.

Влажному материалу присущи все формы связи с водой, и очень трудно разграничить периоды сушки, соответствующие различным видам связи молекул воды с молекулами вещества. Поэтому экспериментальным

путем строят изотермы сорбции при постоянной температуре. Изотермы сорбции позволяют установить связь между влажностью материала и относительной влажностью воздуха, а также определить равновесную влажность при сушке.

При *кондуктивной* сушке термодиффузия и диффузия за счет разности концентрации влаги одинаково направлены, что способствует некоторой интенсификации процесса в первом периоде сушки. Во втором периоде разность температур уменьшается, поэтому несколько снижается интенсивность сушки.

При сушке *инфракрасными лучами* направления потока влаги (градиент влагосодержания) и потока тепла (градиент температуры) противоположны, что несколько снижает скорость сушки в первый момент. При постепенном прогреве тела влага перемещается внутрь слоя материала, влагосодержание отдаленных от поверхности слоев возрастает и возникает значительный перепад влагосодержания в теле. К концу периода облучения тело прогревается, градиент температуры уменьшается, влага движется к поверхности и начинает интенсивно испаряться. Интенсивность испарения повышается в десятки раз.

При сушке в *поле токов высокой частоты* материал помещается между двумя электродами, к которым по проводам подводится переменный ток высокой частоты. Под действием электрического поля ионы и электроны в материале меняют направление движения синхронно с изменением знака заряда электродов, дипольные молекулы приобретают вращательное движение, а неполярные молекулы поляризуются в результате смещения их зарядов. Эти процессы, сопровождаемые трением, приводят к выделению тепла. Выделяющееся тепло нагревает материал, способствуя продвижению влаги к периферийным слоям и испарению ее с поверхности тела.

При сушке в поле токов высокой частоты материал изнутри имеет более высокую температуру, чем на поверхности; последнее интенсифицирует процесс сушки, т.к. градиенты диффузии и термодиффузии направлены в одну сторону.

Применение нагрева в поле токов высокой частоты создается возможностью обеспечить равномерность нагрева всего объема тела. Внутренние слои нагреваются сильнее периферийных, потому что поверхность материала охлаждается в результате поверхностного испарения влаги и потерь тепла в окружающую среду. Но при сушке в поле токов высокой частоты расход энергии относительно высок. Этот способ применяется лишь для изделий, особенно чувствительных к растрескиванию, перегреву и т.д.

Сублимация – переход вещества из твёрдого состояния сразу в газообразное, минуя жидкое. Принцип *сублимационной сушки* основан на том физическом факте, что при значениях атмосферного давления ниже определенного порога – так называемой «тройной точки» (для чистой воды: 0,61 кПа при 0 °С) вода может находиться только в двух агрегатных состояниях – твердом и газообразном, переход воды в жидкое состояние в таких условиях невозможен. И если парциальное давление водяного пара в окружающей среде ниже, чем парциальное давление льда, то лед из высушиваемого материала переводится в газообразное состояние, минуя жидкую фазу.

Процесс сублимационной сушки материалов физически состоит из двух основных этапов (замораживание и сушка материала) и этапа досушивания. Первый этап – это замораживание материала при температуре ниже его точки затвердевания. Вторым этапом – сублимирование, удаление льда или кристаллов растворителя при очень низкой температуре, то есть непосредственно сушка продукта.

Таким образом, при сушке различных материалов следует выбирать метод сушки и конструкцию сушилки в соответствии с техническими условиями на процесс.

5.3. Конвективные сушильные аппараты

Конвективные аппараты для сушки материала в слое могут быть непрерывного (туннельные, ленточные, петлевые, шахтные) и периодического (камерные; полочные) действия.

Аппараты непрерывного действия представляют собой теплоизолированную камеру, по которой транспортирующим устройством от загрузочного конца камеры к разгрузочному перемещается высушиваемый материал, контактируя при этом с сушильным агентом. В некоторых конструкциях аппаратов высушиваемый материал перемещается под действием сил тяжести.

Из аппаратов периодического действия наиболее просты полочные калориферные сушилки, предназначенные главным образом для сушки материалов в малотоннажных производствах, когда необходимо с большой точностью регулировать режим сушки.

5.3.1. Полочные сушилки

Полочная сушилка (рис. 5.1) представляет собой прямоугольную камеру 1, внутри которой установлена этажерка 2 с полками. На этажерке размещены противни 3 с материалом. Сушильный агент подвергается мно-

гократной циркуляции с промежуточным подогревом (центробежным вентилятором 4 и паровым калорифером 5). Воздух поступает в камеру и проходит в горизонтальном направлении между полками. Шибер 6 предназначен для регулирования количества воздуха, идущего на рециркуляцию. Отработанный воздух удаляется через патрубок 7.

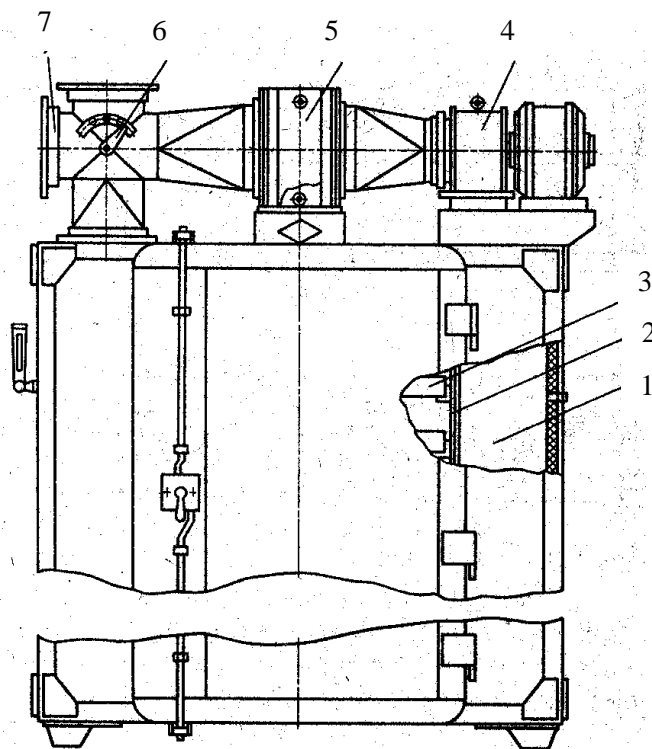


Рис. 5.1. Полочная сушилка

Температуру сушки регулируют изменением количества подаваемого пара в калорифер и количества возвращаемого в камеру теплоносителя. Сушилке описанной конструкции присущи недостатки, связанные с периодичностью их действия, ручным обслуживанием и сушкой материала в неподвижном слое.

5.3.2. Туннельные сушилки

В туннельных сушилках сушка производится периодически при атмосферном давлении. Высушиваемый материал перемещается в сушильной камере (туннеле) вагонетками, тележками, люльками, захватами подвесных конвейеров. Длина туннеля может достигать нескольких десятков метров (25 – 60 м), высота 2,0 – 2,5 м. Параллельно оси туннеля или перпендикулярно оси циркулирует сушильный агент (нагретый воздух, топочные газы, перегретый пар).

Туннельные сушилки обладают существенными недостатками, к числу которых относятся: большая продолжительность сушки, т.к. слой высушиваемого материала неподвижен; неравномерность сушки; потери тепла при загрузке и выгрузке камер; трудные и негигиеничные условия обслуживания и контроля процесса; сравнительно большой расход энергии из-за недостаточной полноты использования тепла сушильного агента (особенно в конечный период сушки).

На рис. 5.2 приведена схема двухсекционной туннельной сушилки, работающей с рециркуляцией отработанного теплоносителя. В первой по ходу материала секции теплоноситель и материал движутся прямоточно, во второй, где температура теплоносителя ниже, – противоточно.

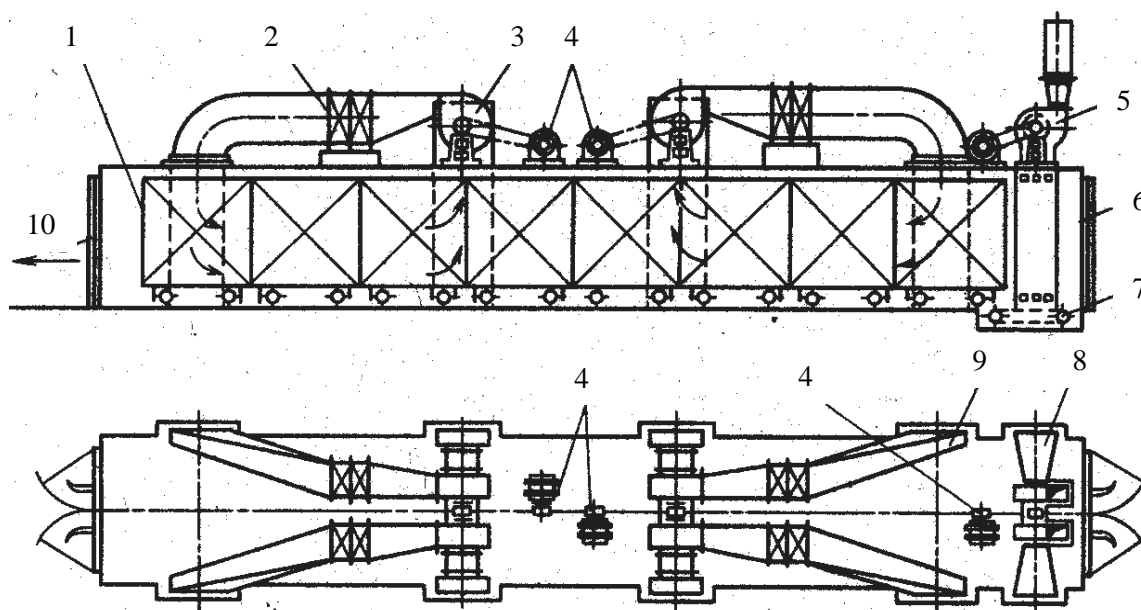


Рис. 5.2. Двухсекционная туннельная сушилка

Нагреваемый в калориферах 2 воздух вентиляторами 3, снабженными приводом 4, по газоходу 9 подается в секции сушилки. Отработанный воздух через газоходы 8 удаляется из туннеля вентилятором 5. Вагонетки 1 установлены вплотную одна к другой по всей длине туннеля, снабженного дверями 6 и 10 на загрузочном и разгрузочном концах. Вагонетки перемещаются по наклонному полу камеры или специальным толкателем 7, установленным со стороны загрузки и снабженным автономным приводом.

5.3.3. Ленточные сушилки

Ленточные сушилки являются аппаратами непрерывного действия и предназначены главным образом для сушки штучных изделий, полуфабрикатов и сыпучих материалов. Исключение составляют тонкодисперсные

пылевидные материалы, т.к. пыль не удерживается на полотне и оседает на поверхностях калориферов, а органическая пыль даже обугливается и загорается.

Ленточные сушилки изготовляют в виде одного или нескольких расположенных один над другим ленточных конвейеров, размещенных внутри прямоугольной сушильной камеры. Несущее полотно конвейера (ленту) изготовляют сплошным (из ткани – бельтинг, холст) или сетчатым (металлическая сетка, перфорированная пластина).

Высушиваемый материал, насыпанный на полотно конвейера, продувается сушильным агентом (нагретый воздух или топочные газы). В сушилке со сплошной лентой теплоноситель движется над слоем высушиваемого материала в направлении, противоположном движению ленты.

Сушилка обычно разделяется на несколько зон (секций), в каждую из которых обеспечивается подача и в некоторых случаях циркуляция нагретого воздуха. В сушилке со сплошной лентой нагретый воздух движется над слоем материала, противотоком его движению. В сушилке с сетчатой лентой воздух проходит перпендикулярно плоскости ленты – вверх или вниз. При такой поперечной продувке слой материала лучше разрыхляется, что ускоряет его сушку.

В одноленточных сушилке слой материала на ленте высыхает неравномерно: часть материала, обращенная к ленте (при движении сушильного агента вдоль слоя материала), остается более влажной. Поэтому часто применяют многоленточные сушилки, в которых материал пересыпается с одной ленты на другую. Благодаря многократному пересыпанию материала он лучше омывается воздухом, при этом ускоряется процесс сушки и уменьшается расход тепла по сравнению с его расходом в одноленточных сушилке.

В пятисекционной одноярусной ленточной сушилке (рис. 5.3) материал транспортируется ленточным конвейером 1.

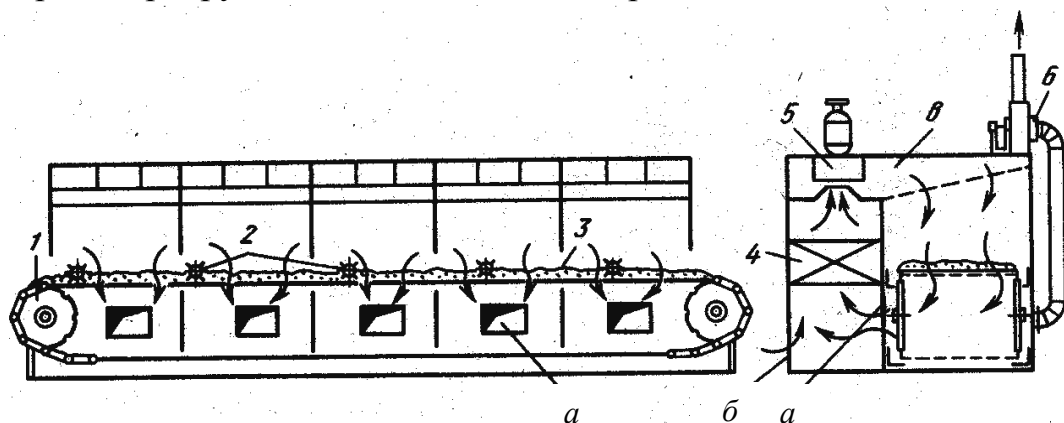


Рис. 5.3. Одноярусная ленточная сушилка

Воздух, нагреваемый в паровом калорифере 4, центробежным вентилятором 5 подается в распределительный канал *в*, проходит через слой материала 3 сверху вниз и через окна *а* возвращается на рециркуляцию. Часть отработанного воздуха отводится вентилятором 6, а свежий воздух в необходимом количестве подсасывается через окна *б*. Для выравнивания влажности материала по высоте слоя установлены ворошители 2 (валки с пальцами).

5.3.4. Вальцеленточные сушилки

Вальцеленточные сушилки (рис. 5.4) применяют для сушки пастообразных материалов.

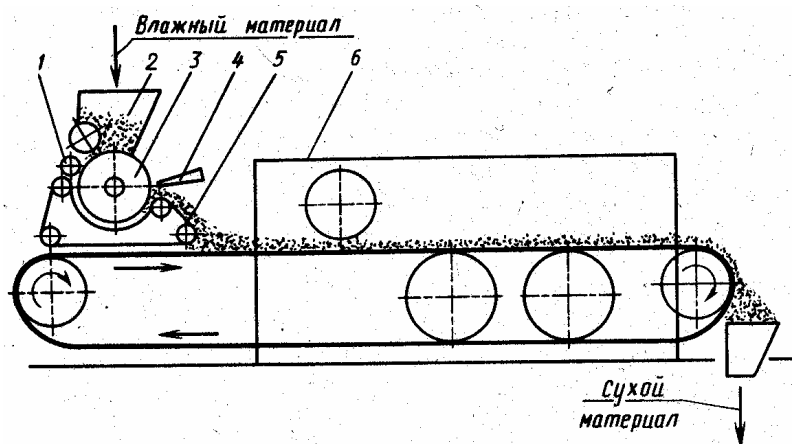


Рис. 5.4. Вальцеленточная сушилка

Сушилка состоит из ленточного конвейера и формовочно-сушильного вальца. На поверхности вальца, предназначенного для предварительного формования и подсушки материала, нанесены кольцевые канавки трапециевидального профиля. Паста, поступающая из бункера 2, пресс-валком 1 впрессовывается в канавки сушильного вальца 3. Вальец и пресс-валок обогреваются паром. За один оборот вальца паста подсушивается, снимается специальными ножами 4, имеющими форму гребенки, поступает на конвейер 5, а затем на конвейер ленточной сушилки 6.

5.3.5. Петлевые сушилки

Петлевые сушилки применяют при сушке тонких гибких материалов (пленки, бумаги, тканей и др.). В этом случае сушильный аппарат представляет собой камеру прямоугольного сечения, в которой в виде петель перемещается высушиваемый материал, провисающий на поперечных планках, закрепленных в цепном конвейере. Петлевые сушилки успешно используют и для сушки паст (химически осажденного мела, красителей некоторых типов и др.) материалов в движущемся тонком слое.

Петлевая сушилка для сушки паст показана на рис. 5.5.

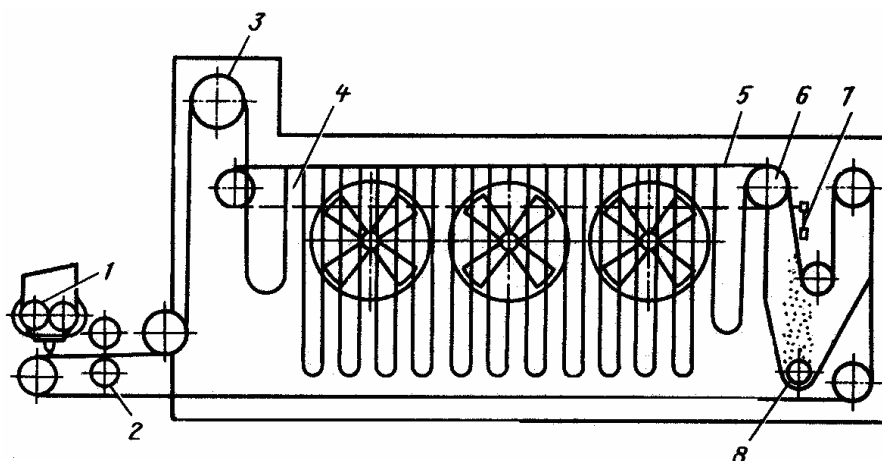


Рис. 5.5. Петлевая сушилка

Внутри сушильной камеры проходит бесконечная стальная лента 4 из металлической сетки с глубиной ячеек 10 – 15 мм. Паста из бункера-питателя 1 подается на обогреваемые паром вальцы 2, вдавливающие материал в ячейки ленты. Пройдя направляющий барабан 8, лента с впрессованным материалом поступает в сушильную камеру и образует петли благодаря специальным, закрепленным на ней, поперечным планкам, которые опираются на размещенный в верхней части сушильной камеры цепной конвейер 5. Далее направляющим роликом 6 лента отводится к ударному устройству 7 и сухой продукт из ячеек сетки стряхивается в бункер, откуда шнеком 8 выводится из сушилки. Сушильный агент в петлевых сушилках обычно движется перпендикулярно ленте.

В петлевых сушилках материал сушится достаточно интенсивно, поскольку сушка происходит в слое небольшой толщины при двустороннем омывании ленты теплоносителем с предварительным прогревом материала горячими вальцами, материал дополнительно подогревается стенками металлической сетки; по мере усадки и растрескивания материала в ячейках сетки создаются дополнительные поверхности испарения.

Общими недостатками ленточных, вальцеленточных и петлевых сушилок являются их громоздкость, сложность обслуживания и перебои в работе из-за перекоса ленты.

5.3.6. Барабанные сушилки

Конвективные барабанные сушилки широко используют в химической промышленности для сушки сыпучих материалов топочными газами или подогретым воздухом в условиях прямоточного или противоточного

движения теплоносителя и высушиваемого материала. Эти аппараты отличаются большой экономичностью благодаря возможности использования высокотемпературных теплоносителей. Кроме этого, они имеют значительную производительность, надежны в работе. В этих аппаратах сушке подвергают соли, топливо, пасты; их используют в производствах соды, удобрений, ядохимикатов.

Барабанная конвективная сушилка (рис. 5.6) представляет собой установленный под углом (около 4°) к горизонтали вращающийся барабан 8, на который надеты два бандаж 10 и зубчатый венец 9 привода. Аппарат опирается бандажными на свободно вращающиеся ролики, закрепленные на опорной раме 8 и опорно-упорной станции 5. Два упорных ролика, установленных на раме опорно-упорной станции, ограничивают осевое смещение корпуса барабана.

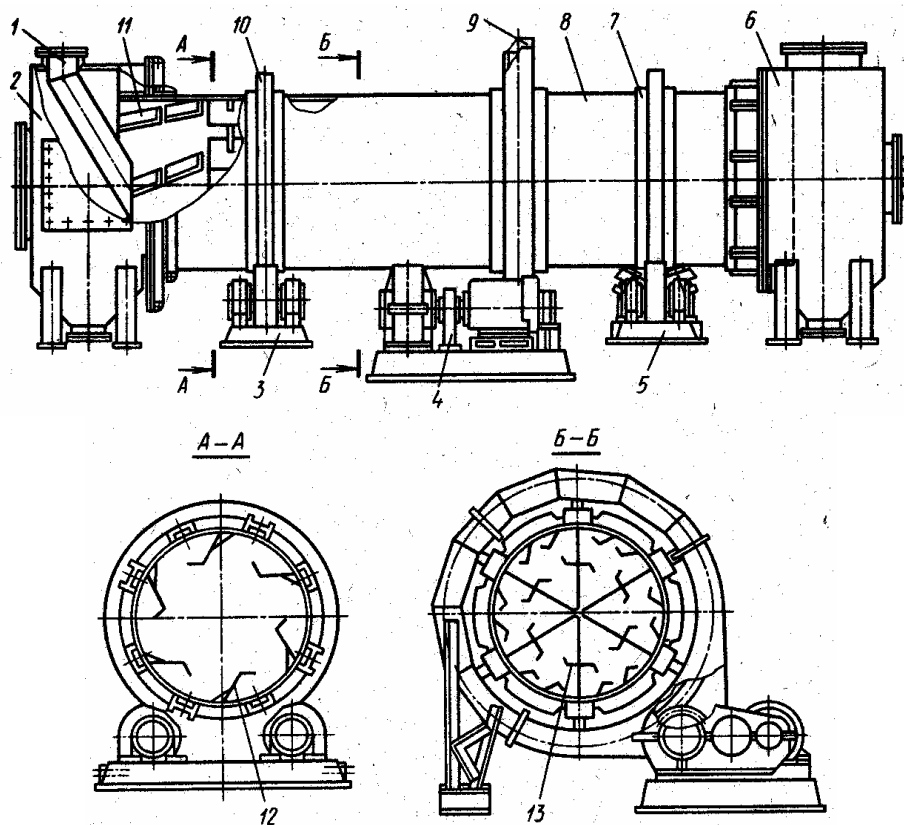


Рис. 5.6. Барабанная сушилка

Барабан вращается от моторно-редукторной группы 4 через зубчатый венец 9. Мощность двигателя составляет от 1 до 40 кВт. Частота вращения барабана 2 – 12 об/мин. На концах барабана установлены загрузочная камера 2 для ввода влажного продукта и теплоносителя и разгрузочная камера 6

для вывода продукта и отработанного теплоносителя из аппарата. Высушиваемый материал подается в загрузочную камеру 2 и поступает на приемно-винтовую насадку, а с нее – на основную насадку. Лопастни насадки поднимают и сбрасывают материал при вращении барабана. При вращении барабана высушиваемый продукт передвигается к разгрузочной камере 2 и при этом продувается сушильным агентом. Между вращающимся барабаном и неподвижной камерой установлено уплотнительное устройство 7.

При противоточном движении высушиваемого материала и теплоносителя последний вводится в разгрузочной камере, а выводится в загрузочной.

Между камерами и барабаном устанавливаются уплотнения для исключения подсоса наружного воздуха. Подсос воздуха в барабанной сушилке особенно нежелателен со стороны подачи горячего теплоносителя, так как при этом снижается температура теплоносителя и возрастает скорость его движения в барабане.

В барабане установлены насадки, обеспечивающие равномерное распределение материала по сечению барабана.

Теплота передается материалу конвекцией от газов и теплопроводностью от нагретой поверхности насадки и внутренней поверхности барабана. Объем барабана заполняют материалом обычно на 20 %. Материал движется вдоль вращающегося барабана, т.к. он наклонен к горизонтали, а также под действием проходящих через сушилку газов. Для исключения уноса значительного количества высушиваемого материала относительная скорость газа в барабанной сушилке составляет 2 – 5 м/с.

Высушенный продукт выводится из разгрузочной камеры лопастным затвором или шнеком. Отработанные газы проходят систему пылеочистки и отводятся в атмосферу.

Барабан сушилки представляет собой стальную цилиндрическую обечайку толщиной 8 – 20 мм. Для придания барабану большей жесткости его снабжают одной или несколькими широкими кольцевыми накладками 7, приваренными к корпусу. Толщина накладок в 1,5 – 2 раза превышает толщину барабана.

Размеры корпусов сушилки нормализованы. Диаметры барабанов, как правило, составляют от 1 до 3,2 м. Длина барабана зависит от диаметра и составляет от 4 до 22 м. Обычное отношение длины барабана к диаметру должно быть от 3,5 до 7,0.

Бандажи 1 (рис. 5.7) представляют собой кольца прямоугольного профиля и служат для передачи давления от вращающихся частей аппарата на опорные и упорные ролики. Бандажи обычно закрепляют на барабане 6 башмаками 3, которые присоединяют к кольцевым накладкам 5 сваркой

или болтами 4. Выступы двух соседних башмаков повернуты в разные стороны, что предотвращает осевое смещение бандажа вдоль барабана. Зазор между башмаком 3 и бандажом 1 регулируют подкладками 2.

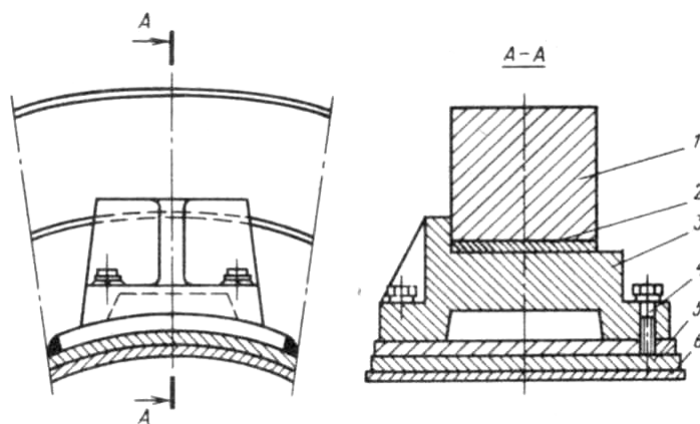


Рис. 5.7. Узел крепления бандажа к барабану

Опорно-упорная станция (рис. 5.8), состоит из основной плиты 4, на которой укреплены четыре подшипниковых узла 3 для опорных роликов 2, а также упорные ролики 5, расположенные под углом к вертикали. Бандаж 1 упирается в ролики 5 своими торцовыми поверхностями.

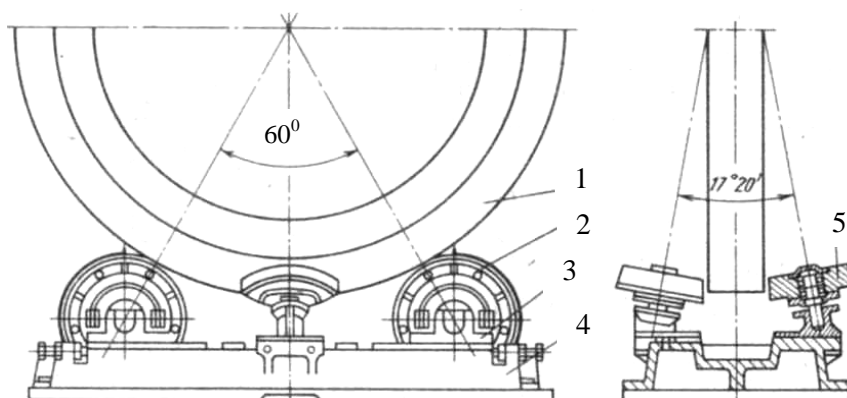


Рис. 5.8. Опорно-упорная станция

Барабанные сушилки обычно работают при низком вакууме (50 – 250 Па) для исключения выхода в цех запыленных топочных газов; в связи с этим стыки барабана с камерами уплотняют – устанавливают сальниковые, ленточные или секторные уплотнения.

5.3.7. Аппараты для сушки материала в псевдооживленном (кипящем) слое

Проведение процесса сушки в кипящем слое позволяет значительно интенсифицировать удаление влаги из материала, поскольку при этом уве-

личивается поверхность контакта между частицами материала и сушильным агентом, выравниваются температура и влажность материала в объеме слоя. Вследствие этого аппараты псевдооживленного слоя вытесняют барабанные сушилки, например, при сушке известняка, каменного угля и пр. В установках с кипящим слоем можно одновременно проводить несколько процессов (сушку и обжиг, сушку и грануляцию и др.). К недостаткам таких сушилок можно отнести повышенный удельный расход энергии, пылеобразование материала и связанную с этим опасность возникновения его взрывоопасных концентраций в воздухе. Сушилки с кипящим слоем могут быть одно- и многосекционными. Односекционные аппараты наиболее просты в конструктивном и эксплуатационном отношении. Их используют главным образом для удаления несвязанной влаги из сыпучих материалов. Многосекционные аппараты применяют для удаления связанной влаги из материалов, для которых требуется высокая равномерность сушки.

Простейшая однокамерная сушилка представляет собой вертикальный аппарат круглого или прямоугольного сечения, снабженный в нижней части распределительной решеткой, через которую поступает теплоноситель.

При отсутствии теплоносителя или при очень малой его скорости зернистый материал лежит на решетке неподвижным плотным слоем. С увеличением скорости подачи теплоносителя наблюдается узкая область скоростей, в пределах которой слой сначала разбухает, но остается неподвижным, а затем при достижении теплоносителем некоторой критической скорости, называемой скоростью псевдооживления, слой приходит в состояние кипения, или псевдооживления. С дальнейшим увеличением скорости теплоносителя псевдооживление переходит в пневмотранспорт, начало которого характеризуется скоростью газового потока, называемой «скоростью уноса».

На рис. 5.9 показана установка для сушки сульфата аммония горячим воздухом в псевдооживленном слое. Влажный материал секторным питателем 4 загружается в сушильную камеру 3, куда из калорифера 2 вентилятором 1 нагнетается воздух, нагретый до температуры 120 °С. Высушенный продукт через разгрузочное устройство 7 поступает на конвейер 8. Отработанный воздух проходит через циклон 6 и выбрасывается в атмосферу вентилятором 5.

Сушильная камера этой установки (рис. 5.10) представляет собой прямоугольный короб 2. Через люк 1 в нижней части короба установлено газораспределительное устройство. Нагретый воздух поступает через горловину 6 и отводится через патрубок 3, огибая отбойник 4 (первичный се-

паратор), который направляет поток газа для подсушки загружаемого продукта. Переливной порог 5 обеспечивает заданный уровень кипящего слоя.

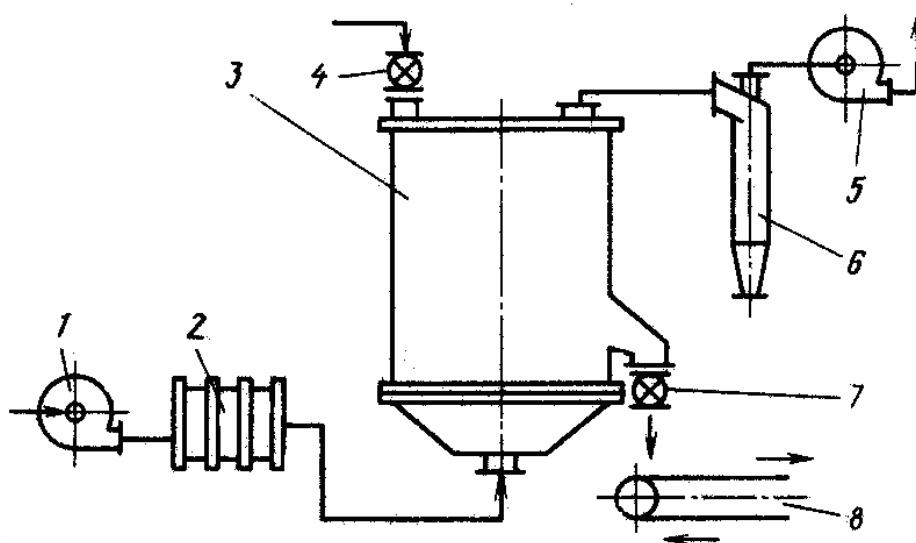


Рис. 5.9. Схема однокамерной установки для сушки сульфата аммония в псевдооживленном слое

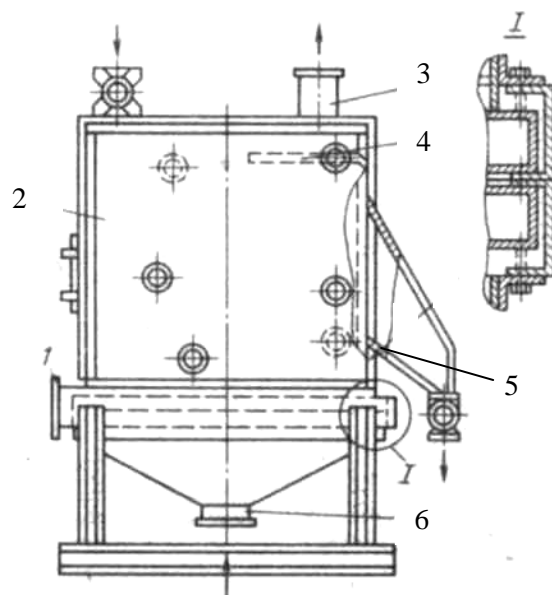


Рис. 5.10. Сушилка с псевдооживленным слоем

На рис. 5.11 приведены схемы двухсекционных сушилок. Аппараты кипящего слоя применяют для сушки пастообразных материалов, растворов и суспензий. В этом случае в качестве слоя зернистого материала используют гранулы высушиваемого продукта или инертный носитель (песок, фарфоровые шарики, фторопластовая крошка).

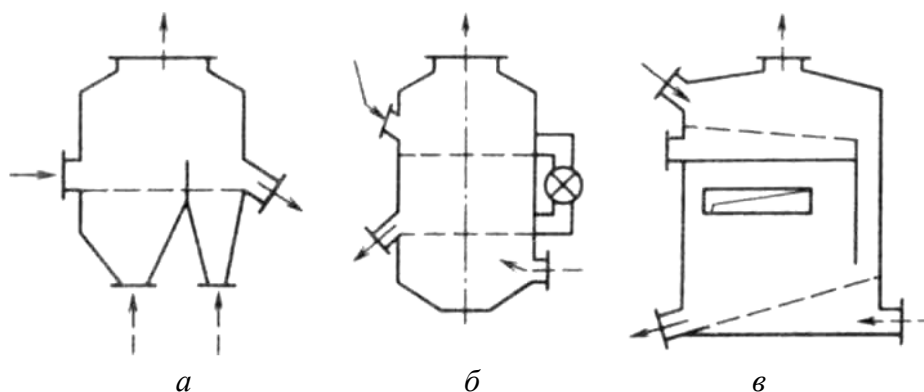


Рис. 5.11. Схемы двухсекционных сушилок с псевдооживленным слоем (сплошные и штриховые стрелки соответствуют материалу и теплоносителю):

a – горизонтальная; *б* – вертикальная с выносным переточным устройством; *в* – вертикальная с внутренним переточным устройством

В сушилках с кипящим слоем обычно сушат продукты с размерами зерен от 0,1 до 5,0 мм. Эти аппараты отличаются высокой надежностью, сокращением времени сушки за счет усиленного перемешивания материала в сушильной камере.

Основное условие успешной реализации сушильного процесса в аппаратах с кипящим слоем – равномерное распределение влажного материала и сушильного агента по сечению аппарата, что обеспечивают выбором конструкции питателей влажного материала, затворов на линии выгрузки сухого продукта и газораспределительных устройств.

Газораспределительные устройства (решетки) выполняют двойную функцию – равномерно распределяют газовый поток по сечению аппарата и поддерживают слой при остановке сушилки, т.е. исключают попадание материала в подрешеточное пространство. В качестве газораспределительных устройств используют провальные и беспровальные решетки. Провальные решетки – это перфорированные плиты с диаметром отверстий 2 – 3 мм (иногда до 5 мм) и свободным сечением 3 – 10 %.

На рис. 5.12 приведены схемы беспровальных газораспределительных решеток. Плоская решетка (рис. 5.12, *a*), состоящая из ряда перекрывающих одна другую пластин, обеспечивает перемешивание материала вблизи решетки, т.е. в зоне наиболее высоких температур. Теплота отводится от решетки интенсивно, застойные зоны отсутствуют, практически исключено попадание материала под решетку. Такие решетки рекомендуются использовать для комкующихся материалов.

Для волокнистых продуктов следует предпочесть желобчатую решетку (рис. 5.12, *б*). Газ подается в решетку тангенциально; при этом достигается интенсивное перемешивание частиц высушиваемого материала.

Беспровальная решетка щелевого типа (рис. 5.12, в) представляет собой два ряда колосников. Оси щелей верхнего и нижнего ряда колосников взаимно смещены. Недостатки этой конструкции те же, что и у перфорированных плит.

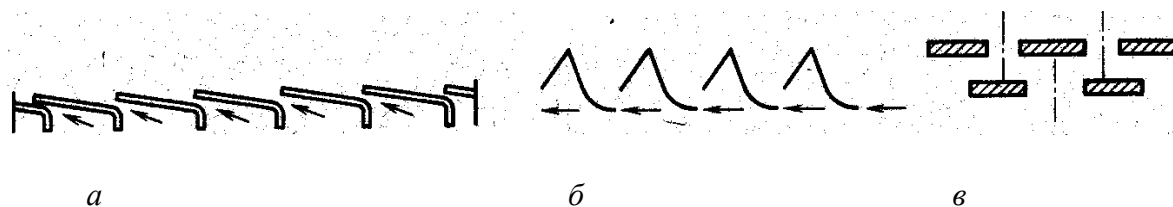


Рис. 5.12. Схемы беспровальных газораспределительных решеток:
а – плоская; б – желобчатая; в – щелевая

Для загрузки сушилок кипящего слоя сыпучими материалами обычно используют лопастные и шнековые питатели, а для подачи растворов, суспензий и паст – форсунки.

5.3.8. Аэрофонтанные сушилки

Для удаления слабосвязанной влаги из дисперсных материалов неоднородного гранулометрического состава в условиях, когда скорость витания частиц (скорость обтекания частицы газом, при котором сила его гидродинамического воздействия на частицу уравнивается ее силой тяжести) значительно меняется в процессе сушки, применяют аэрофонтанные сушилки. Они представляют собой аппараты цилиндрической формы, в конической части которых частицы высушиваемого материала циркулируют в потоке теплоносителя до тех пор, пока вследствие удаления влаги их скорость витания не станет меньше скорости газового потока.

Высушенный материал выгружают через боковое отверстие в цилиндрической части сушилки либо по мере высыхания он пневмотранспортом выносится из аппарата в пылеулавливающую систему.

Установка для сушки материала в режиме фонтанирующего слоя (рис. 5.13) включает аэрофонтанную сушилку 3, в которую вентилятором 5 подается воздух, нагреваемый в калорифере 1. Горячий сушильный агент подхватывает влажный материал, поступающий из питателя 2, и подает его в нижнюю часть конуса сушилки 3. В верхней части конуса скорость воздуха уменьшается, и материал начинает перемещаться в обратном направлении, вдоль стенок аппарата, что приводит к интенсивной циркуляции. Для очистки воздуха предназначен циклон 4.

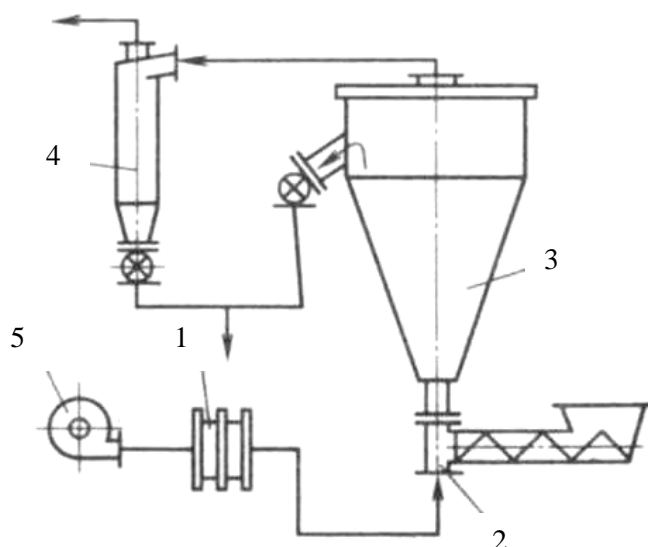


Рис. 5.13. Схема установки с аэрофонтанной сушилкой

5.3.9. Аппараты для сушки материалов в режиме пневмотранспорта

Пневматическую сушку, или сушку в режиме пневмотранспорта, сыпучих материалов, из которых в процессе сушки удаляется свободная или слабосвязанная влага, широко используют в химической промышленности. Для сушки материала с крупными частицами (более 8 – 10 мм), а также для удаления из материала связанной влаги эти аппараты непригодны.

Сушку в режиме пневмотранспорта реализуют главным образом в трубах-сушилках (пневмотрубах), а также в вихревых и циклонных сушилках.

В химической промышленности наиболее широко используют трубы-сушилki. Диаметр этих сушилок иногда достигает 1 м, длина 25 м. Скорость теплоносителя в этих аппаратах весьма велика (10 – 40 м/с), поэтому время сушки, как правило, составляет несколько секунд и материал не перегревается, не спекается и не прилипает к стенкам сушилки. На рис. 5.14 приведена схема установки для сушки минеральных солей в режиме пневмотранспорта. Материал из бункера 2 двухшнековым питателем 1 подается в трубу 3, в которую из калорифера 8 поступает горячий воздух. Материал подхватывается теплоносителем и транспортируется в циклон 4. В трубе 3 происходит интенсивная сушка материала. Из циклона высушенный материал выгружается через затвор 7, а сушильный агент, пройдя систему 5 тонкой пылеочистки, выбрасывается в атмосферу вентилятором 6.

В таких сушилках процесс особенно интенсивен на начальном, или нестационарном, участке трубы, где относительная скорость газа и твердых частиц еще велика; в дальнейшем по мере уменьшения этой скорости

эффект тепло- и массообмена резко снижается. Хотя длина нестационарного участка в трубах-сушилках постоянного сечения невелика (1,5 – 2,0 м), на нем удаляется основная (до 55 %) часть влаги. Для интенсификации сушки создают нестационарные условия движения газовой взвеси по длине пневмотрубы, для чего ее снабжают расширителями, внутренними винтовыми вставками и пр.

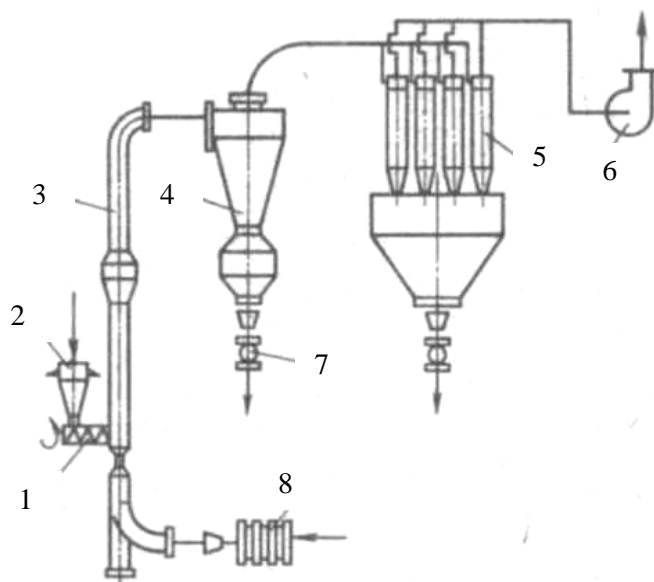


Рис. 5.14. Схема установки для сушки в режиме пневмотранспорта

Трубы-сушилки особенно эффективны при рециркуляции твердой фазы или при многоступенчатой сушке; в последнем случае при правильном выборе параметров режима сушки на каждой ступени можно получать продукт с более низкой остаточной влажностью.

В промышленности широко используют аппараты, сочетающие предварительную сушку в пневмотрубах с дополнительной сушкой материала в аппаратах другого типа, например, в сушилках кипящего слоя.

5.3.10. Комбинированные сушилки

В рассмотренных сушилках степень использования теплоты сушильного агента невелика из-за непродолжительного контакта его с материалом. Наиболее полно потенциал сушильного агента используют в комбинированных сушильных установках.

Примером может служить комбинированная сушилка типа «циклон-кипящий слой», разработанная для обезвоживания полимерных материалов.

Влажный материал (рис. 5.15) подается отработанным сушильным агентом через пневмопитатель 1 в циклон 2, где происходят подсушивание

и смешивание влажного материала с частицами сухого материала, уносимыми с предыдущей ступени сушки. Это препятствует слипанию и комкованию материала в циклоне. Ставший сыпучим материал подхватывается в питателе 3 свежим сушильным агентом и поступает в пневмотрубу 4, где удаляется несвязанная влага, а затем в сушилку 5 кипящего слоя. Заданная конечная влажность продукта достигается созданием кипящего слоя соответствующей высоты.

На базе вихревых сушилок и дезагрегаторов-подсушивателей, обеспечивающих дезагрегацию – измельчение слипающихся и комкующихся материалов и их предварительное подсушивание разработана комбинированная сушильная установка (рис. 5.16).

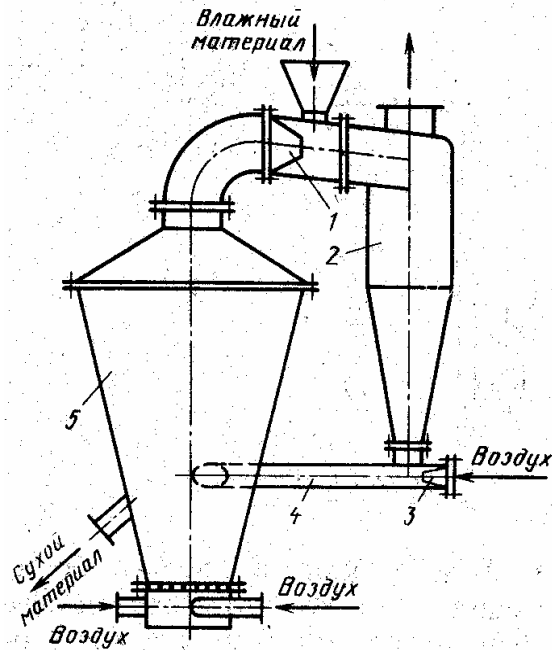


Рис. 5.15. Сушилка типа «циклон-кипящий слой»

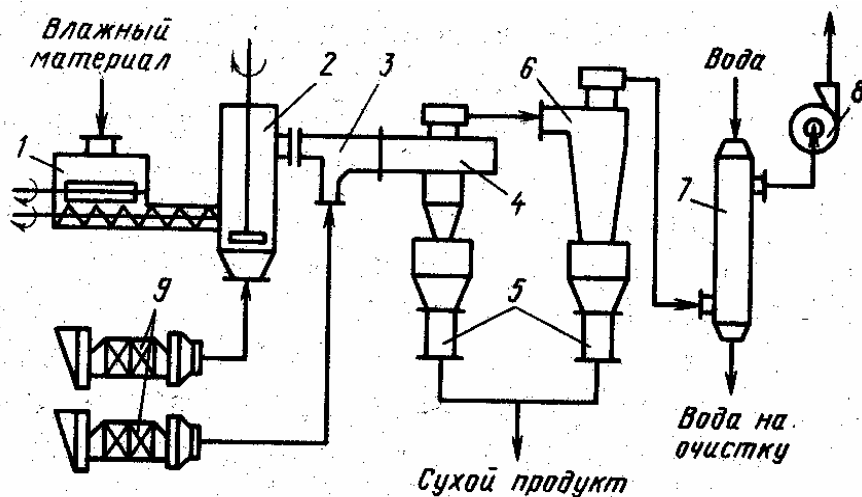


Рис. 5.16. Схема комбинированной сушильной установки

Нагретый в калориферах 9 воздух поступает на сушку двумя потоками: основным и вспомогательным. Вспомогательный поток воздуха поступает в дезагрегатор-подсушиватель 2, в который через питатель-дозатор 1 подается влажный материал. Образующаяся взвесь материала направляет-

ся в смеситель 3, куда подается также основной поток воздуха. Далее взвесь поступает в вихревую сушилку 4. Высушенный продукт отделяется от воздуха в самой сушилке и в циклоне 6 и выводится через затвор 5. Для дополнительной очистки отработанного воздуха используют скруббер 7, откуда воздух отсасывается вентилятором 8.

5.3.11. Распылительные сушилки

Распылительные сушилки предназначены для сушки растворов и суспензий с получением готового продукта в виде порошков или гранул. Аппараты обеспечивают интенсивное удаление влаги из материалов при кратковременном, обычно проточном, контакте с сушильным агентом, поэтому их применяют для сушки термочувствительных продуктов биологического и органического синтеза с большой начальной влажностью. В этих аппаратах благодаря тонкому распылению материала достигается настолько значительная поверхность испарения, что процесс высушивания завершается чрезвычайно быстро (за 15 – 20 с) и вследствие этого, несмотря на высокую температуру сушильного агента, температура на поверхности материала сравнительно невысокая. Из-за кратковременности процесса и мягких условий сушки свойства материала не изменяются.

Схема установки с распылительной сушилкой приведена на рис. 5.17. Воздух вентилятором 1 через калорифер 2 подается в распылительную сушилку 3. Сушилка представляет собой цилиндрическую камеру, в верхней части которой установлено распылительное устройство 4 в виде центробежно-распылительного механизма или форсунки (пневматической или механической). Коническое или плоское днище сушильной камеры снабжено специальными гребками, обеспечивающими выгрузку продукта.

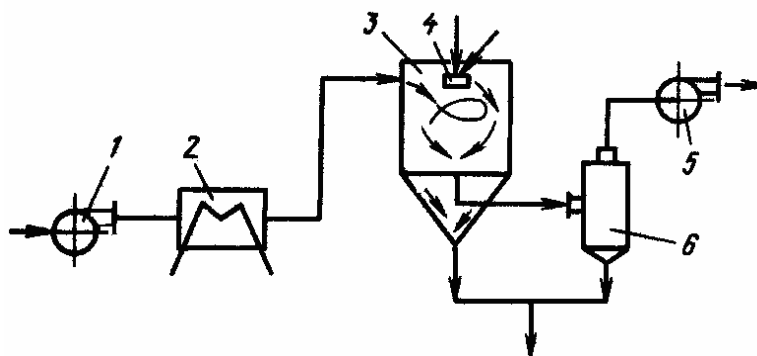


Рис. 5.17. Схема установки с распылительной сушилкой

Сушильный агент из аппарата, пройдя пылеочистное устройство 6 (циклон, рукавный фильтр), вентилятором 5 выбрасывается в атмосферу.

По способу распыления исходного материала типовые распылительные сушильные аппараты классифицируют на центробежно-распылительные сушилки и форсуночно-распылительные.

Центробежно-распылительные сушилки (рис. 5.18) имеют специальные центробежные распылительные механизмы, состоящие из электродвигателя, повышающего редуктора и вертикального вала с установленным на нем распыливающим диском. В некоторых конструкциях диск приводится в движение паровой или газовой турбинкой. Жидкость распыливается при подаче ее на быстро вращающийся распыливающий диск.

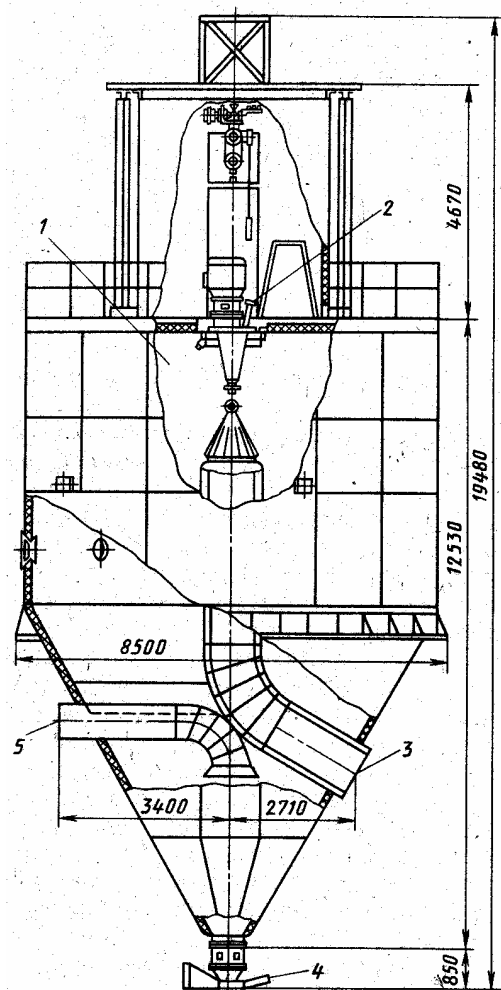


Рис. 5.18. Центробежно-распылительная сушилка:

1 – сушильная камера; 2 – центробежно-распылительное устройство; 3 – газоход подачи горячего сушильного агента; 4 – затвор вывода продукта; 5 – газоход удаления отработанного сушильного агента

Форсуночно-распылительные сушилки для распыления эмульсий, растворов и суспензий оснащают пневматическими или механическими форсунками.

Пневматическими форсунками можно распыливать жидкость любой вязкости. Они надежны в работе, их производительность просто регулировать. К недостаткам пневматических форсунок следует отнести неоднородность распыления и повышенный расход электроэнергии.

5.4. Кондуктивные сушилки

Кондуктивные сушилки отличаются тем, что в них вся теплота передается высушиваемому материалу теплопроводностью от нагретой поверхности, а воздух или другие газы предназначены только для удаления испарившейся влаги из рабочего объема аппарата. В качестве источника теплоты в этих аппаратах используют водяной пар, высококипящие органические растворители, а также расплавы солей и металлов.

Процесс сушки в кондуктивных сушильных аппаратах может происходить при атмосферном давлении или при вакууме. Последний вариант используют при сушке материалов легко окисляющихся (необходимость защиты их от действия кислорода воздуха), а также термолабильных, токсичных, пожаро- и взрывоопасных.

Среди кондуктивных сушилок в химической промышленности наиболее распространены периодически действующие – полочные вакуумные и барабанные вакуумные, из непрерывно действующих – барабанные контактные и вальцевые сушилки.

5.4.1. Полочная кондуктивная сушилка

Полочная кондуктивная сушилка представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат с откидной крышкой, внутри которого на стойках размещены полые греющие плиты, в которых циркулирует теплоноситель. Материал, поступающий на сушку, загружают на противни, которые устанавливают на греющие плиты. Процесс сушки в этих аппаратах может длиться десятки часов. Для предотвращения коркообразования материала аппарат периодически открывают и материал перемешивают.

5.4.2. Барабанная кондуктивная сушилка

Более интенсивно сушка материала в вакууме протекает в барабанных вращающихся сушильных аппаратах. Преимущество этих аппаратов, кроме перемешивания материала медленно вращающимися мешалками, – механизация загрузки и выгрузки материала.

Серийно выпускают барабанные вакуумные сушилки с плавающим барабаном и роторные. Роторная барабанная вакуумная сушилка (рис. 5.19) представляет собой горизонтальный цилиндрический барабан 1 с рубашкой 2, внутри которого установлен ротор 3 (или перемешивающее устройство). Реверсивное вращение ротора – автоматическое, направление вращения меняется через каждые 5 – 8 мин. Гребки ротора изогнуты на одной половине барабана в одну сторону, на другой половине – в противополож-

ную так, что при вращении ротора в одну сторону материал, загруженный через люк 5, сначала перемещается к периферии барабана, а затем при вращении ротора в другую сторону – к разгрузочному люку 4, расположенному в середине барабана.

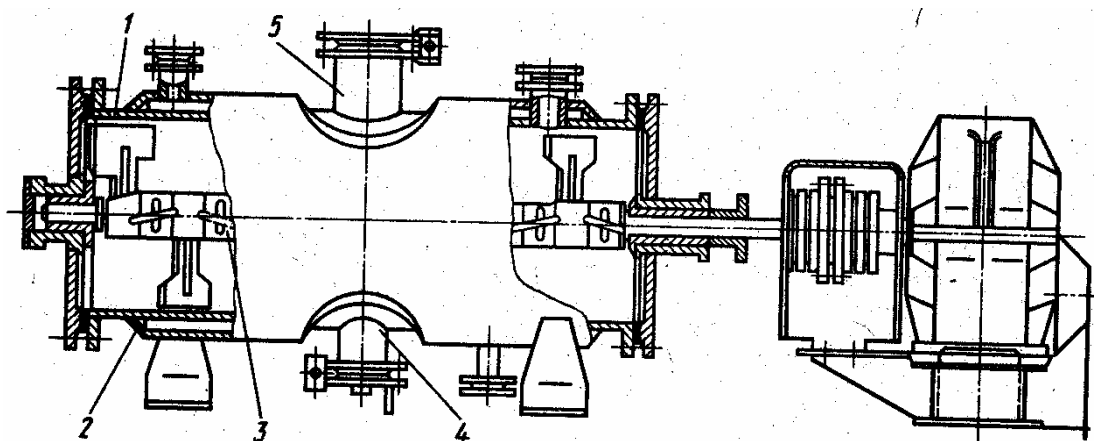


Рис. 5.19. Барабанная роторная сушилка:
1 – барабан; 2 – рубашка; 3 – ротор; 4 – загрузочный люк; 5 – разгрузочный люк

5.4.3. Вальцевые кондуктивные сушильные аппараты

Вальцевые сушильные аппараты предназначены для сушки вязких и пастообразных продуктов при атмосферном давлении или вакууме. Это аппараты непрерывного действия; их основной рабочий элемент – полые обогреваемые изнутри вальцы. На наружную поверхность вальцов снизу или сверху поступает пастообразный или жидкий материал, обладающий адгезией к металлу. Сушка материала происходит кратковременно, в тонком слое, что создает условия для равномерного высушивания материала и исключает возможность его повреждения.

В одновальцевой сушилке (рис. 5.20) вращается полый гладкий обогреваемый валец 2, нижняя часть которого погружена в корыто 5 с высушиваемым материалом. Внутри вальца через цапфу 1 подается греющий пар, а через трубку 4 выводится конденсат. Валец получает вращение через шестерни, установленные на цапфах сушилки. Частоту вращения вальца выбирают в зависимости от продолжительности процесса сушки. При вращении вальца материал тонкой пленкой налипает на горячую поверхность и высыхает за один его оборот. Высушенный материал срезается ножом 6 и поступает в шнек 7. Испаренная влага отводится через штуцер 3 вентилятором.

Вакуумные вальцевые сушилки работают так же, но в них рабочие элементы расположены внутри герметичного кожуха, соединенного с вакуумной системой.

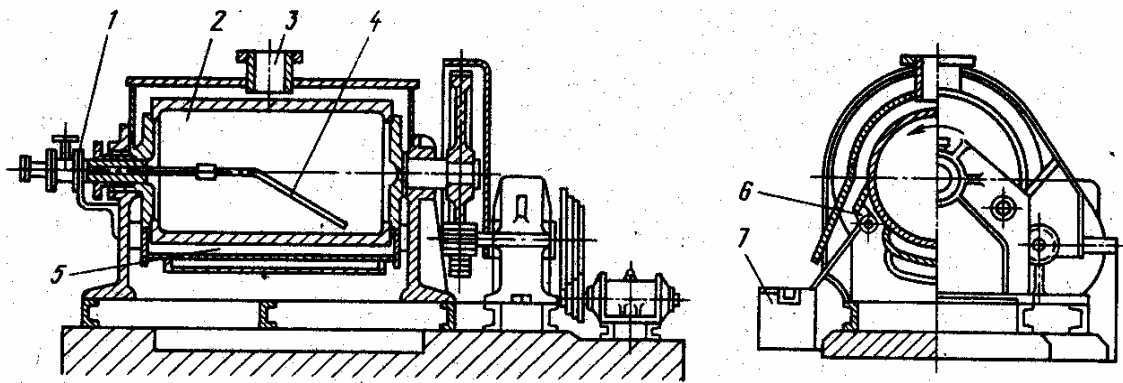


Рис. 5.20. Одновальцовая сушилка:

1 – цапфа подачи греющего пара; 2 – обогреваемый валец; 3 – штуцер вывода влаги; 4 – трубка вывода конденсата; 5 – корыто с высушиваемым материалом; 6 – нож; 7 – шнек

Вальцовая вакуум-сушилка применяется в тех случаях, когда необходимо снизить температуру сушки. От обычной вальцовой сушилки она отличается тем, что вальцы 1 окружены кожухом, во внутреннем пространстве которого создается вакуум.

Вальцовая вакуум-сушилка несколько иной конструкции изображена на рис. 5.21. Влажный материал подается на вальцы 1 через патрубок 3. При вращении вальцов материал прилипает к ним, высушивается и высушенный срезается скребками 2. Образующийся пар отсасывается через патрубок 4.

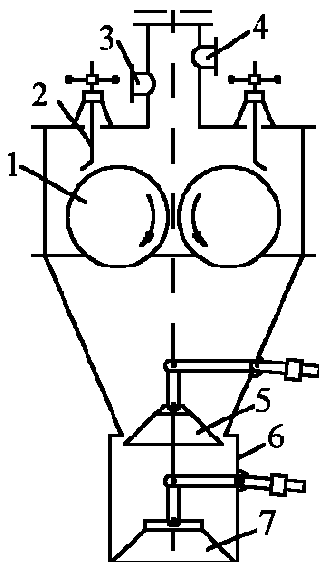


Рис. 5.21. Вальцовая вакуум-сушилка:

1 – вальцы; 2 – скребки; 3 – патрубок для влажного материала; 4 – патрубок для отвода газа; 5, 7 – шлюзовые затворы; 6 – камера для сбора сухого материала

В аппаратах, непрерывно перерабатывающих сыпучий материал под вакуумом, особенно трудной задачей является устройство загрузки и выгрузки материала, поскольку сам кусковой материал, имеющий каналы между частицами, не может служить затвором, как жидкость.

Эта задача, в частности и для вакуум-сушилок непрерывного действия, решается двумя путями.

1. Загрузка и разгрузка ведется периодически, например, один раз в смену. В этом случае сырой материал засыпается в закрытый питательный бункер и расходуется оттуда, а высушенный накапливается в сборном бункере сушилки в течение определенного времени (смены), после чего отключается вакуум и производится разгрузка сборного бункера.

2. Применяются герметические затворы. Для разгрузки применяется, например, шлюзовый затвор. При необходимости повысить герметичность число камер-шлюзов увеличивается до 3 – 5. Закрывание и открывание заслонок шлюзов и их чередование может быть легко автоматизировано.

Такие устройства позволяют вести разгрузку небольшими порциями через малые промежутки времени. В результате разгрузка становится почти непрерывной.

5.4.4. Кондуктивные сушилки трубчатого типа

Кондуктивные сушилки трубчатого типа применяются для сушки кристаллических продуктов. Они состоят из пучка наклонных трубок, обогреваемых снаружи, внутри которых движется высушиваемый материал.

Схема трубчатой сушилки представлена на рис. 5.22.

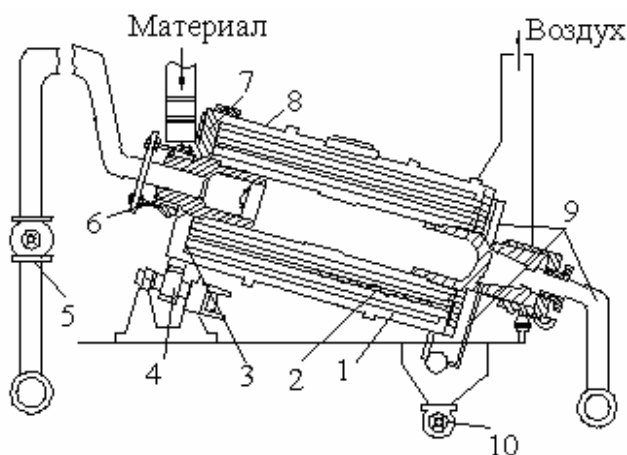


Рис. 5.22. Трубчатая сушилка:

1 – трубки; 2 – винтовые вставки; 3 – трубные доски; 4 – привод; 5 – труба ввода пара; 6 – цапфа; 7 – распределительное устройство; 8 – кожух; 9 – труба для отвода конденсата; 10 – камера разгрузки

В сушилке трубки 1 диаметром 100/108 или 119/128 мм развальцованы в днищах 3. Для перемешивания материала внутри труб расположены винтовые вставки 2. Влажный материал подается в трубы через распределительное устройство 7.

тельное устройство 7 (степень заполнения $\varphi = 33\%$). Высушенный материал поступает в камеру 10 и выгружается из сушилки. Сушилка окружена кожухом 8. Трубы обогрываются снаружи паром, который подводится по трубе 5 через цапфу 6 в межтрубное пространство. Давление пара зависит от требуемой температуры. Конденсат отводится при помощи U-образных трубок через вторую цапфу по трубе 9. Привод барабана 4 – фрикционный. Скорость вращения барабана 4 – 8 об/мин. Угол наклона барабана составляет $8 - 15^\circ$ и зависит от материала. Производительность сушилки для угля – до 60 т/ч. Диаметр барабана 2 – 4 м, длина 4 – 8 м. Число трубок 192 – 860 шт. Поверхность нагрева 192 – 2200 м².

5.5. Сушильные аппараты с использованием специальных способов сушки

5.5.1. Сушильные аппараты для сушки излучением

В сушильных аппаратах для сушки излучением в качестве излучателей используются либо электролампы (рис. 5.23, а), либо нагреваемые газом или электричеством панели (рис. 5.23, б).

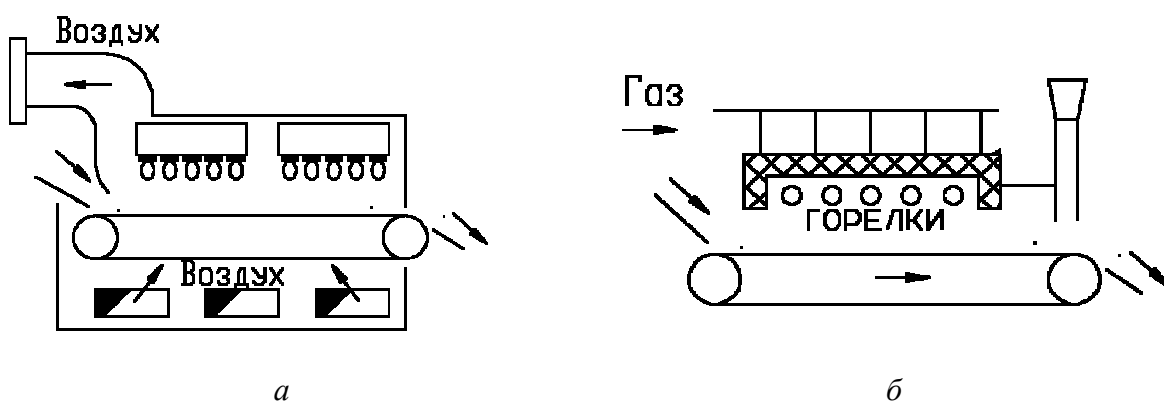


Рис. 5.23. Сушильные аппараты для сушки излучением

Применение сушилок с газовым обогревом особенно выгодно для высушивания тонких слоев защитных покрытий (лаков, эмалей). В современных сушилках с газовым обогревом эффективно используются излучающие насадки с беспламенным горением.

5.5.2. Сушильные аппараты для сушки в поле токов высокой частоты

Процесс сушки в поле токов высокой частоты происходит следующим образом. Материал помещается между двумя электродами 2, к кото-

рым по проводам 1 подводится переменный электрический ток высокой частоты (рис. 5.24). Под действием электрического поля ионы и электроны в материале меняют направление движения синхронно с изменением знака заряда электродов, дипольные молекулы приобретают вращательное движение, а неполярные молекулы поляризуются в результате смещения их зарядов. Эти процессы, сопровождаемые трением, приводят к выделению тепла. Выделяющееся тепло нагревает материал, способствуя продвижению влаги к периферийным слоям и испарению ее с поверхности тела. За время перемещения материала, находящегося на транспортной ленте с натяжным устройством 3, он высушивается.

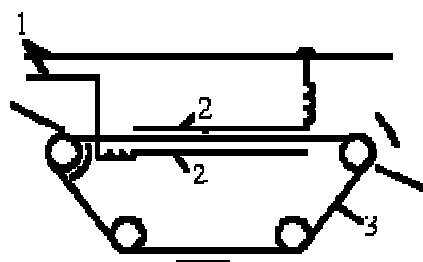


Рис. 5.24. Схема установки для сушки в поле токов высокой частоты:

1 – провода; 2 – электроды; 3 – транспортная лента

5.5.3. Сублимационные сушильные аппараты

Сублимационная сушилка (рис. 5.25), представляет собой герметично закрывающуюся камеру 1, в которую помещают материал на противнях 3. Наблюдается три стадии удаления влаги из материала: самозамораживание, сублимация, испарение остаточной влаги.

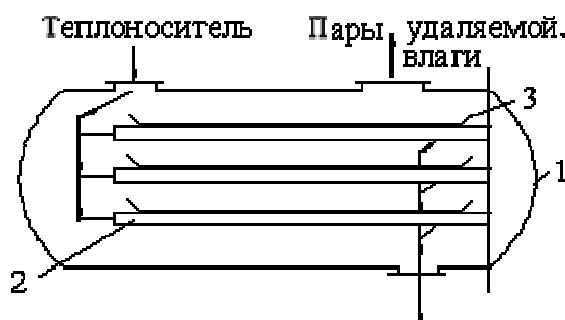


Рис. 5.25. Сушилка сублимационная:
1 – камера; 2 – обогреватели; 3 – противни

Самозамораживание – это отвод тепла из продукта за счет теплоты испарения с понижением температуры ниже точки замерзания и образованием кристаллов льда. Эта стадия протекает в процессе достижения в камере 1 глубокого вакуума (остаточное давление 133 – 13,3 Па). При этом удаляется 10 – 15 % влаги.

Сублимация – это удаление основной части влаги (40 – 60 %) путем перехода влаги, находящейся в материале в виде льда, в пар, минуя жидкое состояние. Тепло на испарение влаги подводится к материалу излучением от обогреваемых теплоносителем (горячей водой) полых плит 2. Высушиваемый материал располагается на сетчатых противнях 3 между смежными плитами и подвергается двустороннему облучению (сверху и снизу). Сушка производится при осторожном и мягком обогреве замороженного материала, т.к. количество передаваемого тепла не должно превышать его расхода на сублимацию льда без его плавления.

Испарение остаточной адсорбционно связанной влаги – это удаление части влаги, которая не замерзает даже при очень низких температурах. При этом температура материала быстро повышается.

Между сушилкой и вакуум-насосом устанавливается конденсатор, охлаждаемый холодильным агентом, например, аммиаком до температуры более низкой, чем температура сублимации. Вследствие этого парогазовая смесь из сушилки непрерывно поступает в конденсатор, где основная масса пара замораживается на теплопередающих стенках, а газы и частично пары воды отсасываются вакуум-насосом в атмосферу. Установка снабжается двумя конденсаторами, которые попеременно размораживаются при подаче пара или воды.

Наибольшее применение сублимационная вакуумная сушка получила в технологиях производства лекарственных препаратов, ферментов, заквасок, экстрактов лекарственных трав, растворимого кофе и других объектов, которым требуется обеспечение сохранности в сухопродукте всех полезных составляющих сырья в течение длительных периодов времени.

5.6. Выбор режима сушки

Выбор рационального режима сушки может определяться только конкретным материалом, подвергаемым высушиванию, и условиями данного производства. Вне связи с этим материалом вообще не могут быть найдены наиболее рациональный способ сушки и конструкция аппарата. Поэтому перед выбором способа сушки должны быть известны испаряемая жидкость (вода, органические растворители и др.) и все данные о высушиваемом материале: его химический состав и химические свойства (кислотность, щелочность), дисперсность, адгезионные свойства, термочувствительность во влажном и сухом состоянии (температуры воспламенения, размягчения, плавления, разложения, возгонки и т.д.), вязкость и поверхностное натяжение (для жидких), содержание влаги, взрывоопасность, теплофизические константы (теплопроводность, теплоемкость, насыпная и

истинная плотность, угол естественного откоса для влажного и сухого материалов) и т.д. Следует четко определить также основные требования к готовому продукту (дисперсность, чистота, прочность, наличие коробления и т.д.), необходимость совмещения процесса сушки с другими процессами (прокаливание, сепарация, гранулирование, размол и т.д.). На выбор способа сушки влияют характеры процессов, предшествующих сушке, и процессы, проводимые после сушки, источники тепла, имеющиеся на проектируемом производстве, и т.д. Таким образом, к задачам технологии сушки относится на основании свойств высушиваемого материала, требований к процессу сушки и конкретных условий производства выбор рационального способа и определение оптимального режима сушки, обеспечивающего заданные качества продукта.

Выбор агента сушки обуславливается технологией этого процесса и наличием тех или иных источников тепла. Основными его источниками являются жидкое или газообразное топливо, пар, электроэнергия; в редких случаях может быть использована солнечная радиация (специальные гелиоустановки – котлы). Для оценки стоимости сушки надо знать источник получения пара (самостоятельная котельная или тепловая электрическая станция).

Радиационную и кондуктивную сушки в основном используют для тонких гибких материалов или когда нежелательно иметь большое количество газового теплоносителя. Наиболее широко используется конвективная сушка, при которой в качестве агента сушки применяют нагретый воздух или азот, топочные газы, перегретый водяной пар или пары органических жидкостей. Воздух употребляется в тех случаях, когда температура сушки невысока и присутствие кислорода в агенте сушки не влияет на свойства высушиваемого материала.

Топочные газы используются, как правило, при высокотемпературной сушке, когда материал не взаимодействует с содержащимися в них двуокисью углерода или сернистым ангидридом, если в качестве топлива используют мазут или уголь. Азот применяется в основном в тех случаях, когда материал может подвергаться окислению или является взрывоопасным или же взрывоопасна испаряющаяся из материала жидкость. При использовании в качестве агента сушки азота сушильные установки работают по замкнутому циклу. Если материал не изменяет своих свойств при температуре до 130 °С, то для сушки можно использовать перегретый пар. При сушке некоторых полимерных материалов во взвешенном и полувзвешенном состоянии в сушильной установке накапливаются большие электростатические заряды. В этих случаях во избежание взрывов аппарата помимо заземления его корпуса рационально использовать для сушки азот или перегретый пар (например, при сушке полиэтилена, некоторых сополимеров стирола и т.д.).

Для материалов, чрезвычайно чувствительных к нагреву, применяется так называемая холодная сушка, т.е. используется предварительно осушенный воздух при температуре не выше 40 °С, т.к. при низких температурах окислительные процессы значительно замедляются. Глубокая осушка воздуха производится на силикагеле, причем устанавливают два осушителя, из которых один работает, а в другом происходит регенерация силикагеля путем пропускания через него, например, горячих газов.

В качестве осушающего адсорбента могут быть использованы также фосфорный ангидрид и хлористый кальций. При неглубокой степени осушки воздуха применяют кондиционеры, орошаемые водой, предварительно охлажденной в гликолевых установках. При сушке химически чистых материалов воздух необходимо предварительно очистить от пыли в специальных фильтрах. Наружный воздух целесообразно забирать из более высоких слоев атмосферы, где он содержит меньше пыли.

5.6.1. Подготовка материала к сушке

На качество готового продукта и интенсивность сушки большое влияние оказывает специальная подготовка материала (дробление, разрыхление, нагревание, введение специальных добавок в высушиваемый материал и т.д.).

Перед подачей на сушку волокнистых материалов их желательно разрыхлять. Предварительный нагрев материала в токе отработанных газов или в специальной установке позволяет интенсифицировать сушку без возникновения в материале недопустимых напряжений, приводящих к трещинообразованию; кроме того, повышается термический КПД сушилки. Для интенсификации сушки и непосредственного получения продукта в товарном виде иногда в материал вводят специальные добавки (например, ПАВ, порофоры).

5.7. Оптимальный режим сушки

Под оптимальным режимом сушки понимается такой, при котором обеспечивается наилучшее качество продукта при минимальных затратах тепла и электроэнергии. Температурный режим сушки зависит от свойств высушиваемого материала и условий технологического процесса его производства. Чтобы процесс сушки был интенсивным и экономичным, начальную температуру агента сушки принимают максимальной в пределах, допускаемых свойствами материала. Температура отработанных газов обуславливается в основном экономическими соображениями и заданной конечной влажностью продукта. Температура и влажность отходящих газов

определяются также надежностью работы газового тракта и пылеотделительных аппаратов. Температура стенок газохода для предотвращения его коррозии должна быть выше точки росы отработанных газов.

При конвективной сушке, как правило, используется принцип параллельного движения материала и агента сушки. При этом можно работать с повышенными начальными температурами газов, т.к. в первый период сушки температура материала равна температуре мокрого термометра. Процесс сушки в аппаратах с параллельным током протекает интенсивнее и экономичнее, чем в сушилках с противоточным движением материала и агента сушки. Противоток используется главным образом в специальных случаях, например, при совмещении процессов сушки и прокаливания, сушке до низкой конечной влажности гигроскопического материала или когда влажный материал плавится при повышенных температурах и т.д.

Многозонные сушилки необходимы в тех случаях, когда свойства высушиваемого материала резко изменяются по мере потери им влаги или когда с процессом сушки приходится совмещать другие термические или химические процессы. Для выбора количества зон и режима сушки в них (температура, скорость газов и т.д.) необходимо предварительно получить термограммы высушиваемого материала, т.к. в определенных интервалах изменения влажности могут наблюдаться разные температурные пределы размягчения, плавления или разложения высушиваемого вещества. Зная эти особенности процесса для каждого интервала температур, можно применять индивидуальный наиболее интенсивный процесс сушки.

Анализ термограмм позволяет определить режимы сушки, обеспечивающие получение материала нужного качества (процессы сушки, дегидратации и т.д.). По термограммам можно также найти допускаемые или необходимые температуры материала и по ним определить оптимальное количество зон сушки и принцип работы сушильной установки.

5.8. Выбор типа сушильного аппарата

Выбор типа сушильного аппарата зависит, главным образом, от свойств высушиваемого материала, формы связи с ним влаги, начальной влажности и объема производства.

Влажные материалы, как объекты сушки, характеризуются рядом показателей: термической стойкостью, способностью к образованию зарядов статического электричества, агрегатным состоянием (сыпучий, жидкий, пастообразный), способностью к взаимодействию отдельных частиц материала между собой (адгезия) или с твердой стенкой (когезия), теплоемкостью, гранулометрическим составом и др.

Особый интерес при этом, однако, представляют те свойства продукта, которые определяют интенсивность процесса сушки, поскольку определение ее продолжительности для достижения требуемой остаточной влажности продукта вызывает, как правило, наибольшие затруднения.

Скорость процесса сушки лимитируется либо внешней диффузией, т.е. условиями подвода теплоты и отвода паров влаги с поверхности материала, либо внутренней диффузией, т.е. условиями вывода влаги из глубинных слоев материала к его поверхности.

Если высушиваемый материал – это пористое тело с капиллярами радиусом $\geq 0,1$ нм, то перенос влаги в нем подчиняется законам молекулярной диффузии, при меньших размерах капилляров ($< 0,1$ нм) закономерности переноса определяются режимом течения, при котором преимущественным является соударение молекул со стенками капилляров, а не между собой, как при обычной диффузии. Молекулы жидкости, ударяясь о стенки пор, как бы поглощаются ими и затем вновь испаряются. При очень малых капиллярах (порах), соизмеримых по размерам с молекулами влаги, механизм диффузии меняется; в этом случае большую роль начинают играть силы отталкивания, затрудняющие прохождение молекул в порах.

Таким образом, в зависимости от механизма переноса в порах высушиваемые материалы можно разделить на четыре группы в порядке уменьшения критического диаметра пор:

- непористые и широкопористые сыпучие материалы с порами размером более 0,01 нм;
- материалы с порами размером от 0,01 до 6 нм;
- тонкопористые и микропористые материалы с порами размером от 6 до 2 нм;
- ультрамикропористые материалы (размер микропор менее 2 нм).

Разумеется, реальный, подлежащий высушиванию материал может содержать поры всех четырех групп.

Характер процесса сушки зависит от начальной влажности материала. Если начальная влажность материала больше критической при заданной температуре сушки, а конечная влажность меньше критической, то сушка проходит в двух периодах: в первом и втором. Если и начальная, и конечная влажность материала больше критической, то процесс сушки завершается в первом периоде, если она меньше критической, то сушка происходит только во втором периоде.

Длительность первого периода сушки в аппарате можно рассчитать из уравнений теплового баланса при условии, что известен коэффициент теплопередачи от агента сушки к материалу. Длительность второго перио-

да сушки можно определить по эмпирическим данным сушки в конкретном аппарате модельного материала, для которого известно число пор каждой из указанных четырех групп. В качестве такого модельного материала предложена катионитовая смола КУ-2-8И.

При выборе типа сушилки необходимо обращать внимание на следующие обстоятельства. Малотоннажные (производительность до 250 кг/ч) и среднетоннажные (до 3500 кг/ч) производства целесообразно укомплектовывать типовыми аппаратами, а для крупнотоннажных (производительность свыше 3500 кг/ч) требуются индивидуальные разработки с учетом особенностей производства.

Сушилки периодического действия предпочтительны, когда обрабатывают небольшие количества продуктов при значительном ассортименте, а также при сушке материала, требующего изменения режима в процессе сушки. Жидкие и хорошо текучие материалы (растворы и суспензии) сушат в распылительных сушилках. Получаемый при этом продукт можно досушивать в аппаратах с псевдооживлением. Пасты сушат в основном на вальцеленточных и петлевых сушилках, а при небольших масштабах производства – в аппаратах псевдооживленного слоя с инертным теплоносителем. Сушка этих материалов вызывает наибольшие трудности: налипание пастообразного материала на рабочие поверхности аппаратов резко снижает интенсивность процесса и вызывает перегревание материала. В связи с этим используют, в частности, следующие приемы: формование; смешивание с мелким сухим продуктом (ретуром) для увеличения сыпучести; разбавление жидкостью до жидкотекучего состояния.

Сыпучие материалы, содержащие свободную слабосвязанную влагу, сушат обычно в трубных, вихревых, циклонных сушилках и в аппаратах псевдооживленного слоя. Для удаления связанной влаги используют сушилки барабанные, ленточные, с псевдооживленным, фонтанирующим слоями, а в малотоннажных производствах – полочные. Для материалов, содержащих свободную и связанную влагу, целесообразно применять двухступенчатые (комбинированные) сушильные установки.

Токсичные и пожароопасные материалы сушат в кондуктивных вакуумных сушилках.

Как правило, для конкретного материала пригодны аппараты нескольких типов и окончательно тип сушилки выбирают на основании результатов технико-экономического сравнения вариантов сушки по приведенным затратам.

Тема 6 ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Теплообменные аппараты предназначены для проведения процессов теплообмена в случаях, когда необходимо осуществить нагрев или охлаждение технологической среды с целью ее обработки или утилизации теплоты.

Условия проведения процессов теплообмена в промышленных аппаратах чрезвычайно разнообразны. Эти аппараты применяют для рабочих сред с различным агрегатным состоянием и структурой (газ, пар, капельная жидкость, эмульсия и др.) в широком диапазоне температур, давлений и физико-химических свойств.

Из-за разнообразия предъявляемых к теплообменным аппаратам требований, связанных с условиями их эксплуатации, применяют аппараты самых различных конструкций и типов, причем для аппарата каждого типа разработан широкий размерный ряд поверхности теплообмена (от нескольких до нескольких тысяч квадратных метров в одном аппарате). В размерном ряду теплообменники различаются по допускаемым давлениям и температурам рабочей среды, а также по материалам, из которых изготовлен аппарат.

6.1. Классификация теплообменных аппаратов

Теплообменные аппараты классифицируются следующим образом:

а) по конструкции:

- аппараты, изготовленные из труб:
 - кожухотрубчатые (получили наибольшее распространение);
 - «труба в трубе»;
 - оросительные;
 - погружные змеевиковые;
 - воздушного охлаждения;
- аппараты, поверхность теплообмена которых изготовлена из листового материала:
 - пластинчатые;
 - спиральные;
 - пластинчатые комбинированные;

б) по назначению:

- холодильники;
- подогреватели;

- испарители;
- конденсаторы;
- в) по направлению движения теплоносителей:
 - прямоточные;
 - противоточные;
 - перекрестного тока и др.;
- г) по материалу изготовления теплообменной поверхности:
 - аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из металлических и неметаллических материалов (графита, пластмасс, стекла и др.).

При выборе теплообменных аппаратов руководствуются следующими правилами:

1. При высоком давлении теплоносителей предпочтительнее трубчатые теплообменники; в этом случае в трубное пространство желательно направить теплоноситель с более высоким давлением, поскольку из-за малого диаметра трубы могут выдержать большее давление, чем корпус.

2. Коррозионный теплоноситель в трубчатых теплообменниках целесообразно направлять по трубам, т.к. в этом случае при коррозионном изнашивании не требуется замена корпуса теплообменника; при использовании коррозионных теплоносителей предпочтительнее теплообменные аппараты из полимерных материалов, например, фторопласта и его сополимеров, обладающих уникальной коррозионной стойкостью.

3. Если один из теплоносителей загрязнен или дает отложения, то целесообразно направлять его с той стороны теплообмена, которая более доступна для очистки (в змеевиковых теплообменниках – это наружная поверхность труб, в кожухотрубчатых – внутренняя).

6.2. Кожухотрубчатые теплообменники

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты – это наиболее распространенный в нефтепереработке и нефтехимии тип теплообменных аппаратов широкого спектра технологического применения. По своей конструкции кожухотрубчатые теплообменники представляют собой цилиндрический кожух, в котором размещается пучок из нескольких сотен трубок.

По ГОСТ 9929-82 стальные кожухотрубчатые теплообменные аппараты изготавливают следующих типов:

Н – с неподвижными трубными решетками (около 75 % от общего числа кожухотрубчатых аппаратов);

К – с температурным компенсатором на кожухе (15 %);

П – с плавающей головкой;

У – с U-образными трубами (3 %);

ПК – с плавающей головкой и компенсатором на ней.

По типу кожухотрубчатые аппараты делят на одно- и многоходовые. Среди многоходовых аппаратов различают двух-, четырех- и шестиходовые.

Основные параметры и размеры стальных кожухотрубчатых теплообменных аппаратов, применяемых для теплообмена жидких и газообразных сред при температуре от 60 до 600 °С, приведены в ГОСТ 9929-82.

6.2.1. Теплообменники с неподвижными трубными решетками (тип Н)

Особенностью теплообменных аппаратов типа Н является то, что трубы жестко соединены с трубными решетками, а решетки приварены к кожуху (рис. 6.1). Этим исключается возможность взаимных перемещений труб и кожуха. Аппараты такого типа называют еще теплообменниками жесткой конструкции.

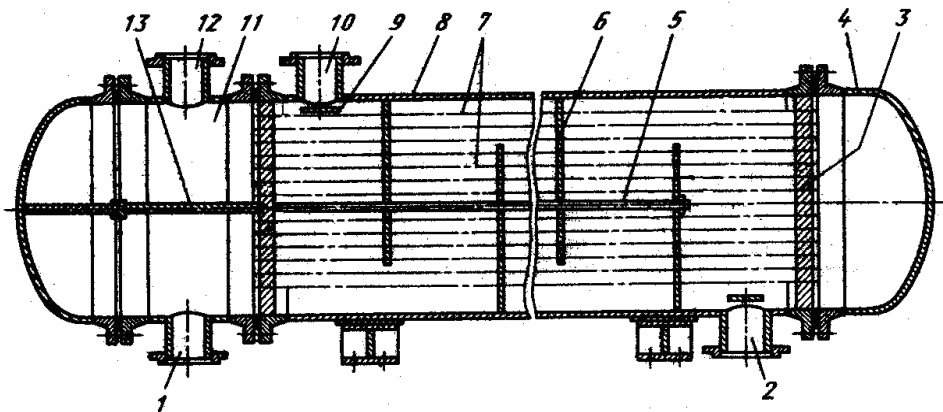


Рис. 6.1. Двухходовой горизонтальный теплообменник с неподвижными решетками (тип Н):

1 – штуцер для ввода теплоносителя в трубное пространство; 2 – штуцер для ввода теплоносителя в межтрубное пространство; 3 – трубные решетки; 4 – крышки; 5 – стяжки; 6 – поперечные перегородки; 7 – трубный пучок; 8 – цилиндрический сварной кожух; 9 – круглая или прямоугольная пластина, предохраняющая трубы от местного эрозионного изнашивания; 10 – штуцер для вывода теплоносителя из межтрубного пространства; 11 – распределительная камера; 12 – штуцер для вывода теплоносителя из трубного пространства; 13 – перегородка

В кожухотрубчатых теплообменниках для достижения больших коэффициентов теплоотдачи необходимы достаточно высокие скорости теплоносителей: для газов 8 – 30 м/с, для жидкостей не менее 1,5 м/с. Скорость теплоносителей обеспечивают при проектировании соответствующим подбором площади сечения трубного и межтрубного пространства.

К достоинствам теплообменника типа Н относят его простое устройство и сравнительно невысокую стоимость.

Недостатками таких теплообменников являются: невозможность очистки наружной поверхности труб теплообменника механическим способом и высокие температурные напряжения, возникающие в кожухе и трубах аппарата. По указанной причине теплообменники типа Н используют при небольшой разности температур (менее 50 °С) кожуха и труб, при этом возможна так называемая самокомпенсация конструкции.

Если расчетная разность температур кожуха и труб превышает указанную, используют теплообменные аппараты с частичной (тип К или ПК) или полной (тип У или П) компенсацией температурных напряжений.

6.2.2. Аппараты с температурным компенсатором на кожухе (тип К)

В этих аппаратах для частичной компенсации температурных деформаций используют специальные гибкие элементы (расширители и компенсаторы), расположенные на кожухе.

Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник типа К (рис. 6.2) отличается от теплообменника типа Н наличием вваренного между двумя частями кожуха линзового компенсатора и обтекателя. Обтекатель уменьшает гидравлическое сопротивление межтрубного пространства такого аппарата. Обтекатель приваривают к кожуху со стороны входа теплоносителя в межтрубное пространство.

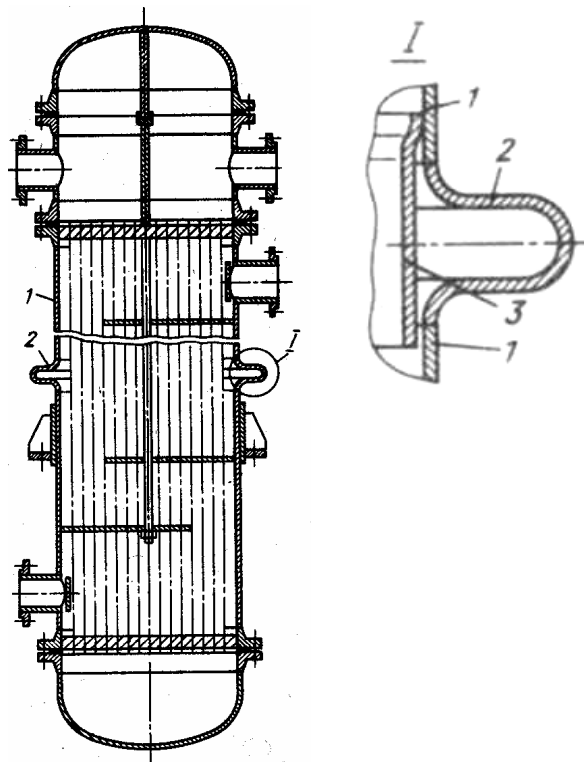


Рис. 6.2. Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник с температурным компенсатором на кожухе (тип К):

1 – кожух; 2 – линзовый компенсатор; 3 – обтекатель

Наиболее часто в аппаратах типа К используют одно- и многоэлементные линзовые компенсаторы, изготовляемые обкаткой из коротких цилиндрических обечаек. Кроме линзовых в аппаратах типа К можно использовать компенсаторы других типов (рис. 6.3).

Введение линзового компенсатора или расширителя допускает гораздо больший температурный перепад, чем в теплообменниках типа Н.

Область использования стальных аппаратов типа К ограничена избыточным давлением 2,5 МПа. Наличие компенсатора увеличивает стоимость аппарата.

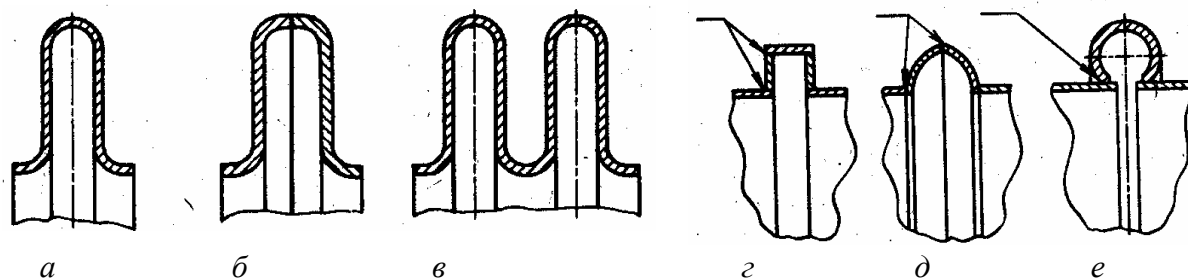


Рис. 6.3. Компенсаторы:

a – линзовый; *б* – сваренный из двух полулинз; *в* – двухлинзовый; *г* – из плоских параллельных колец, соединенных пластиной по наружному краю; *д* – сваренные из двух полусферических элементов; *е* – тороидальные

6.2.3. Теплообменники с U-образными трубами (тип У)

В кожухотрубчатых аппаратах этой конструкции обеспечивается свободное удлинение труб, что исключает возможность возникновения температурных напряжений (рис. 6.4).

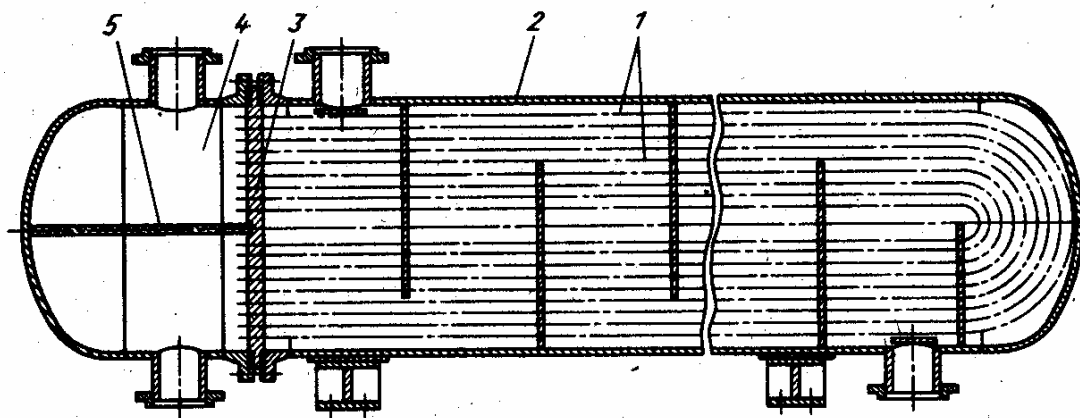


Рис. 6.4. Теплообменник с U-образными трубами (тип У):

1 – U-образные трубы; 2 – кожух; 3 – трубная решетка; 4 – распределительная камера; 5 – перегородка

Теплообменники типа У являются двухходовыми по трубному пространству и одно- или двухходовыми по межтрубному пространству.

В аппаратах типа У обеспечивается свободное температурное удлинение труб: каждая труба может расширяться независимо от кожуха и соседних труб. Разность температур стенок труб по ходам в этих аппаратах не должна превышать 100 °С. В противном случае могут возникнуть опасные температурные напряжения в трубной решетке вследствие температурного скачка на линии стыка двух ее частей.

Один из наиболее распространенных дефектов кожухотрубчатого теплообменника типа У – нарушение герметичности узла соединения труб с трубной решеткой из-за весьма значительных изгибающих напряжений, возникающих от массы труб и протекающей в них среды. В связи с этим теплообменные аппараты типа У диаметром от 800 мм и более для удобства монтажа и уменьшения изгибающих напряжений в трубном пучке снабжают роликовыми опорами.

Преимуществом конструкции аппарата типа У является возможность периодического извлечения трубного пучка для очистки наружной поверхности труб или полной замены пучка. Наружная поверхность труб в этих аппаратах неудобна для механической очистки.

Механическая очистка внутренней поверхности труб в аппаратах типа У практически невозможна. Поэтому в трубное пространство таких аппаратов следует направлять среду, не образующую отложений, которые требуют механической очистки. Внутреннюю поверхность труб в этих аппаратах очищают водой, водяным паром, горячими нефтепродуктами или химическими реагентами.

В теплообменных аппаратах типа У относительно плохое заполнение кожуха трубами из-за ограничений, обусловленных изгибом труб. У данных аппаратов отсутствует возможность замены труб (за исключением крайних труб) при выходе их из строя.

Из-за указанных недостатков теплообменные аппараты этого типа не нашли широкого применения.

6.2.4. Теплообменные аппараты с плавающей головкой (тип П)

В теплообменниках с плавающей головкой теплообменные трубы закреплены в двух трубных решетках, одна из которых неподвижно связана с корпусом, а другая имеет возможность свободного осевого перемещения; последнее исключает возможность температурных деформаций кожуха и труб (рис. 6.5).

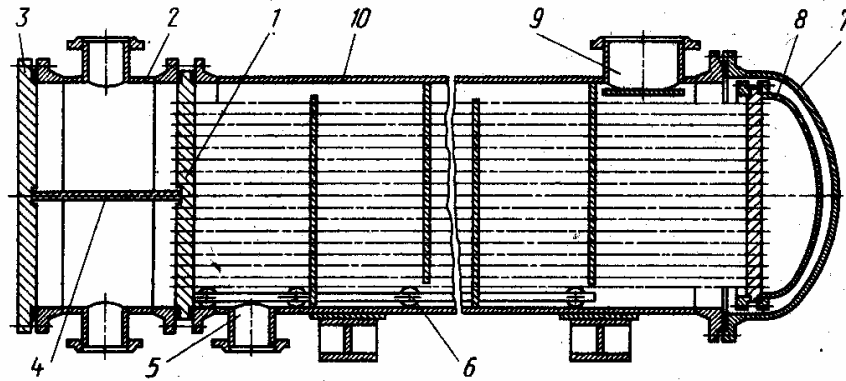


Рис. 6.5. Горизонтальный двухходовой конденсатор с плавающей головкой (тип II):
 1 – трубная решетка (левая); 2 – распределительная камера; 3 – плоская крышка;
 4 – перегородка; 5 – штуцер вывода конденсата; 6 – опорная платформа; 7 – крышка;
 8 – крышка плавающей головки; 9 – штуцер ввода пара; 10 – кожух

Хотя в аппаратах типа II обеспечивается хорошая компенсация температурных деформаций, эта компенсация не является полной, поскольку различие температурных расширений самих трубок приводит к короблению трубной решетки. В связи с этим в многоходовых теплообменниках типа II диаметром более 1000 мм при значительной (выше 100 °С) разности температур входа и выхода среды в трубном пучке, как правило, устанавливают разрезную по диаметру плавающую головку.

Наиболее важный узел теплообменников с плавающей головкой – соединение плавающей трубной решетки с крышкой.

Особенно часто трубные пучки с плавающей головкой используют в испарителях с паровым пространством (рис. 6.6).

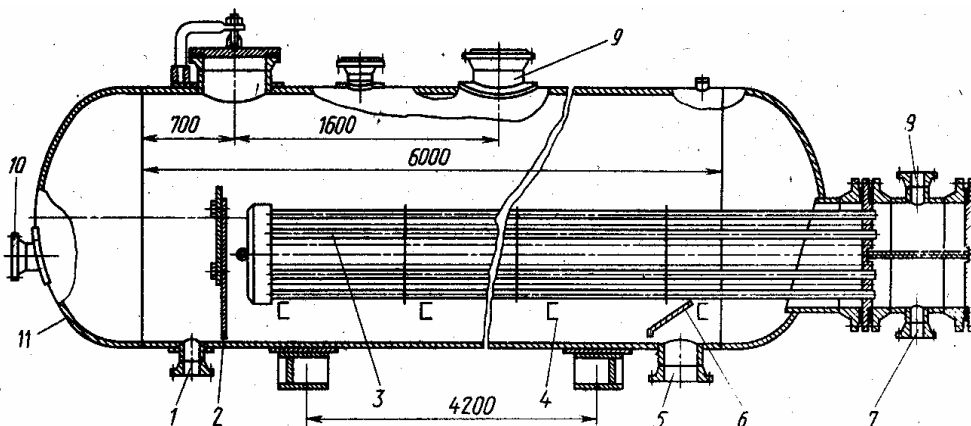


Рис. 6.6. Испаритель:
 1 – штуцер вывода из испарителя продукта; 2 – перегородка; 3 – трубный пучок; 4 – поперечные балки; 5 – штуцер ввода в испаритель продукта; 6 – отбойник; 7, 8 – штуцеры для ввода и вывода из трубного пучка теплоносителя; 9 – штуцер вывода паров; 10 – люк; 11 – кожух

В этих аппаратах должна быть создана большая поверхность зеркала испарения, поэтому диаметр кожуха испарителя значительно превышает диаметр трубного пучка, а перегородки в пучке служат лишь для увеличения его жесткости.

6.2.5. Теплообменники с плавающей головкой и компенсатором (тип ПК)

Теплообменники типа ПК представляют собой аппараты полужесткой конструкции, в которых компенсацию температурных напряжений обеспечивает гибкий элемент – компенсатор, установленный на плавающей головке. Теплообменники типа ПК выполняют одноходовыми с противоточным движением теплоносителей и используют при повышенном давлении теплообмениваемых сред (5 – 10 МПа).

Приведенная на рис. 6.7 конструкция обеспечивает возможность извлечения трубного пучка из корпуса для контроля его состояния и механической очистки труб.

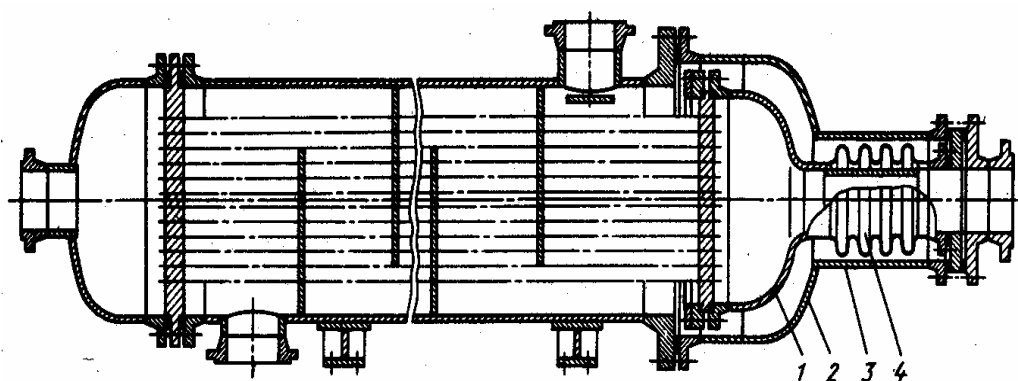


Рис. 6.7. Теплообменник с плавающей головкой и компенсатором:
1 – плавающая головка; 2 – крышка; 3 – удлиненный штуцер (горловина);
4 – компенсатор

Компенсаторы, используемые в аппаратах типа ПК, отличаются от линзовых компенсаторов аппаратов типа К относительно меньшими диаметрами, большим числом волн (гофров), меньшей толщиной стенки. Такие компенсаторы можно использовать при перепаде давлений не более 2,5 МПа, поэтому аппараты типа ПК разрешается эксплуатировать только при одновременной подаче теплоносителей в трубное и межтрубное пространства.

6.2.6. Интенсификация процесса теплообмена в кожухотрубчатых теплообменниках

Проблема интенсификации работы кожухотрубчатых теплообменников связана главным образом с выравниванием термических сопротивлений на противоположных сторонах теплообменной поверхности.

Этого достигают увеличением поверхности теплообмена (например, оребрением ее со стороны теплоносителя с меньшим коэффициентом теплоотдачи) либо увеличением коэффициента теплоотдачи рациональным подбором гидродинамики теплоносителя.

Теплообмен значительно улучшается также при ликвидации застойных зон в межтрубном пространстве. Особенно часто такие зоны образуются вблизи трубных решеток, поскольку штуцеры ввода и вывода теплоносителя из межтрубного пространства расположены на некотором расстоянии от них. Наиболее радикальный способ исключения образования таких зон – установка распределительных камер на входе и выходе теплоносителя из межтрубного пространства.

Для интенсификации теплообмена иногда используют турбулизаторы – элементы, турбулизирующие или разрушающие пограничный слой теплоносителя на наружной поверхности труб. Эффект теплоотдачи на наружной поверхности труб существенно повышают кольцевые канавки, интенсифицирующие теплообмен в межтрубном пространстве примерно в 2 раза турбулизацией потока в пограничном слое.

Если термическое сопротивление определяется трубным пространством, используют методы воздействия на поток устройствами, разрушающими и турбулизирующими внутренний пограничный слой. Это различного рода турбулизирующие вставки (спирали, диафрагмы, диски) и насадки (кольца, шарики), помещаемые в трубу.

Кроме вставок и насадок теплообмен в трубах можно интенсифицировать применением шероховатых поверхностей, накаткой упомянутых кольцевых канавок, изменением поперечного сечения трубы ее сжатием. В этом случае даже при ламинарном режиме течения теплоносителя теплоотдача в трубах на 20–100 % выше, чем в гладких трубах.

6.3. Аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из листового материала

6.3.1. Пластинчатые теплообменники

Пластинчатые теплообменники представляют собой аппараты, теплообменная поверхность которых образована набором тонких штампованных пластин с гофрированной поверхностью (рис. 6.8).

По степени доступности поверхности теплообмена для механической очистки и осмотра пластинчатые теплообменники делятся на:

- разборные, в которых пластины отделены одна от другой прокладками;
- полуразборные, в которых пластины попарно сварены, образуя доступ к поверхности теплообмена только со стороны хода одной из рабочих сред;
- неразборные, в которых пластины сварены в блоки, соединенные на прокладках в общий пакет.

Достоинствами пластинчатых теплообменников является низкая металлоемкость, компактность, легкость очистки разборных аппаратов. К недостаткам пластинчатых теплообменных аппаратов следует отнести невозможность использования их при давлении более 1,6 МПа.

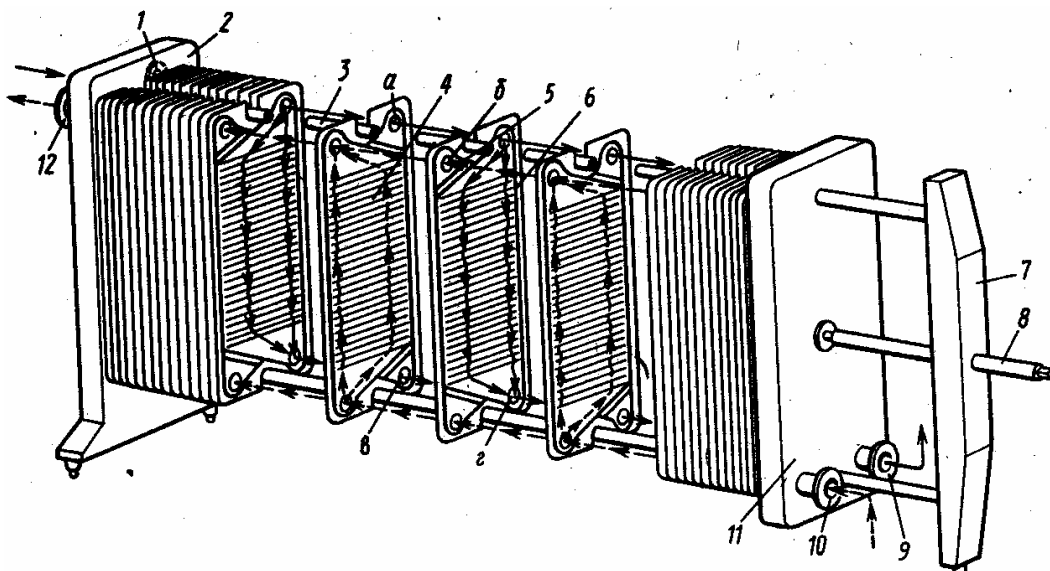


Рис. 6.8. Разборный пластинчатый теплообменник на двухопорной раме:

1 – штуцер на неподвижной плите для ввода теплоносителя в аппарат; 2 – неподвижная плита; 3 – верхняя и нижняя горизонтальные штанги; 4 – теплообменные пластины; 7 – стойка; 8 – винт; 9, 10 – штуцеры для ввода теплоносителя в аппарат и вывода, расположенные на нажимной плите; 11 – нажимная плита; 12 – штуцер на неподвижной плите для вывода теплоносителя из аппарата

6.3.2. Спиральные теплообменники

В спиральных теплообменниках (рис. 6.9) поверхность теплообмена образована двумя стальными лентами 1, 2, свернутыми в спираль так, что получаются каналы *a* и *б* прямоугольного профиля, по которым противоточно движутся теплоносители. Первый (от центра аппарата) виток спирали закреплен распорными дисками 4, которые фиксируются продольными распорками 3. На поверхности спирали с определенным шагом приварены штифты 6

для придания теплообменнику жесткости. Кроме штифтов при навивке спирали между ее витками устанавливают полосовые дистанционные вставки 5. Эти вставки вместе со штифтами обеспечивают требуемый зазор между лентами, который для стандартных теплообменников составляет 8 – 12 мм. С торцов аппарат закрыт крышками 8 на прокладках 7. В зависимости от способа уплотнения спиральных каналов с торцов различают теплообменники с тупиковыми и сквозными каналами.

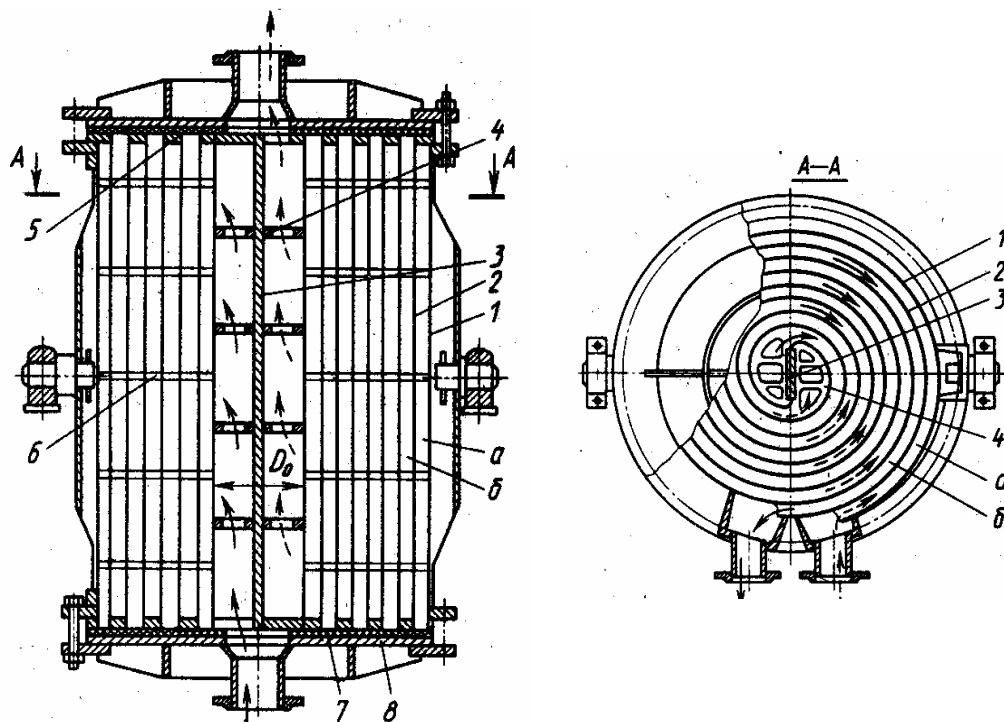


Рис. 6.9. Спиральный теплообменник

В таких аппаратах один из теплоносителей поступает в периферийный канал аппарата и, двигаясь по спирали, выходит из верхнего центрального канала. Другой теплоноситель поступает в нижний центральный канал и выходит из периферийного канала.

Площадь поперечного сечения каналов в спиральном теплообменнике по всей длине постоянна, поэтому он может работать с загрязненными жидкостями (загрязнение смывается потоком теплоносителя).

6.4. Аппараты воздушного охлаждения

Аппараты воздушного охлаждения предназначены для конденсации и охлаждения различных технологических продуктов. Применение аппаратов этого типа имеет ряд преимуществ: исключаются затраты на

подготовку и перекачку воды; снижается трудоемкость и стоимость ремонтных работ; не требуется специальной очистки наружной обтекаемой воздушным потоком поверхности труб; облегчается регулирование процесса охлаждения и др.

Горизонтальный аппарат воздушного охлаждения (рис. 6.10) снабжен сварной рамой 1, на которой размещен ряд теплообменных секций 2. Они состоят из пучка поперечно оребренных труб, в которых прокачивается конденсируемая (охлаждаемая) среда. Снизу к раме прикреплены диффузор 3 и коллектор 6, в центре которого находится осевой вентилятор 5. Вентилятор вместе с угловым редуктором 9 и электродвигателем 7 смонтирован на отдельной раме 8. Воздух, нагнетаемый вентилятором, проходит через теплообменные секции, омывая наружную поверхность оребренных труб и обеспечивая при этом конденсацию и охлаждение пропускаемой по трубам среды.

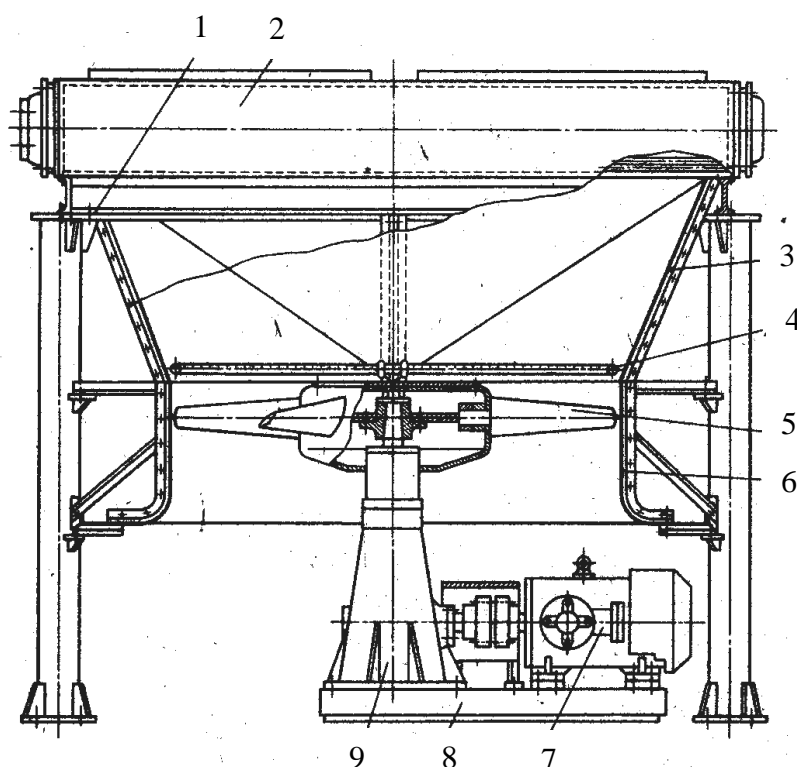


Рис. 6.10. Горизонтальный аппарат воздушного охлаждения

Для повышения эффективности аппарата в его конструкции предусмотрены распыливающие водяные форсунки 4, автоматически включающиеся при повышенной температуре окружающей среды в летний период работы. Кроме этого, интенсивность теплосъема можно регулировать, меняя расход прокачиваемого воздуха изменением угла наклона лопастей

вентилятора, а также изменяя угол наклона жалюзи, установленных над теплообменными секциями.

При низких температурах (зимой) можно отключать электродвигатель и вентилятор, при этом конденсация и охлаждение происходят естественной конвекцией.

6.5. Теплообменные аппараты «труба в трубе»

Теплообменные аппараты «труба в трубе» (рис. 6.11) используют главным образом для охлаждения или нагрева в системе жидкость-жидкость, когда расходы теплоносителей невелики и последние не меняют своего агрегатного состояния. Иногда такие теплообменники применяют при высоком давлении для жидких и газообразных сред, например, в качестве конденсаторов в производстве метанола, аммиака и др.

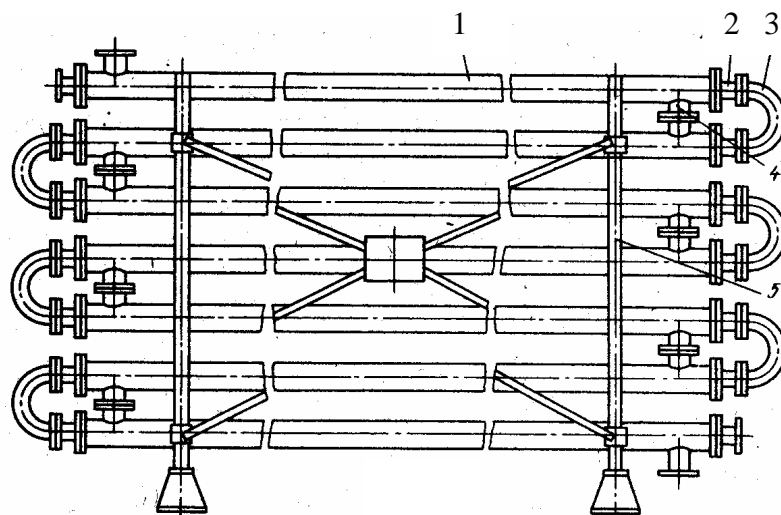


Рис. 6.11. Теплообменник «труба в трубе»:

1 – наружная (или кожуховая) труба; 2 – внутренняя (или теплообменная) труба; 3 – колено для соединения внутренних труб; 4 – штуцеры для соединения наружных труб; 5 – каркас

По сравнению с кожухотрубчатыми теплообменники «труба в трубе» имеют меньшее гидравлическое сопротивление межтрубного пространства. Однако при равных теплообменных характеристиках они менее компактны и более металлоемки, чем кожухотрубчатые.

Теплообменники «труба в трубе» могут быть разборными или неразборными, одно- и многопоточными, с жестким креплением труб и креплением труб с компенсирующим устройством.

Неразборные теплообменники являются конструкцией жесткого типа, поэтому при разности температур более 70 °С их не используют. При

большой разности температур труб, а также при необходимости механической очистки межтрубного пространства применяют теплообменники с компенсирующим устройством на наружной трубе. В этом случае кольцевую щель между трубами с одной стороны наглухо заваривают, а с другой – уплотняют сальником.

6.6. Змеевиковые теплообменники

Основным теплообменным элементом является змеевик – труба, согнутая по определенному профилю.

Различают аппараты с погружными и наружными теплообменниками. В аппаратах с погружными теплообменниками змеевики погружаются в жидкость, находящуюся в корпусе аппарата.

Наружные теплообменники выполнены в виде змеевиков, изготовленных из цилиндров, полуцилиндров или угловой стали, приваренных снаружи к стенкам (рис. 6.12).

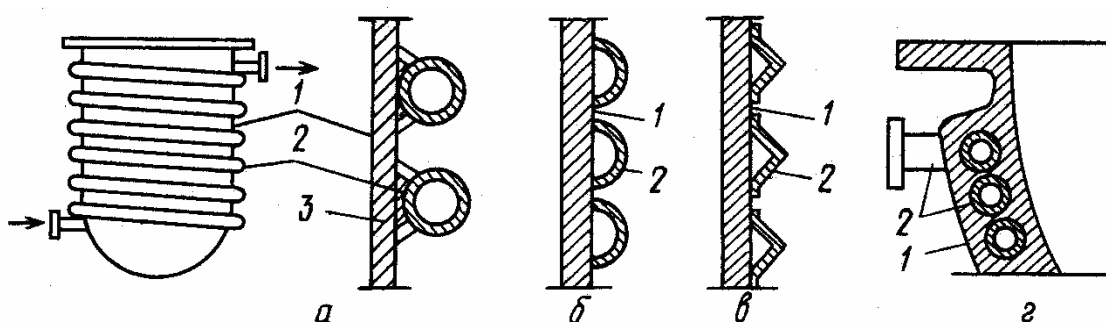


Рис. 6.12. Аппараты с наружными змеевиками:

а, б, в – с приваренными снаружи змеевиками различной формы;
1 – корпуса аппаратов; 2 – змеевики; 3 – металлическая прокладка

Вследствие простоты устройства, низкой стоимости, доступности наружных стенок змеевика для чистки и осмотра, возможности работы змеевиков при высоких давлениях эти теплообменники находят достаточно широкое применение в промышленности.

Погружные и наружные змеевиковые теплообменники имеют сравнительно небольшую поверхность теплообмена (до 10 – 15 м²).

6.7. Перспективная теплообменная техника

Новая конструкция теплообменного аппарата должна обеспечивать по сравнению с прототипом:

- более высокий коэффициент теплопередачи;
- коррозионную стойкость;
- низкую металлоемкость;
- низкие энергозатраты на прокачивание теплоносителей.

Один из путей создания таких теплообменников – разработка аппаратов с теплообменной поверхностью из листа, способной разрушать лимитирующие теплоотдачу пограничные слои теплоносителя.

К подобным теплообменным аппаратам относятся пластинчато-спиральные теплообменники (рис 6.13). Пластинчато-спиральные теплообменники представляют собой спиральные теплообменники с теплообменной поверхностью в виде гофрированных листов, обеспечивающих разрушение пограничных слоев теплоносителя благодаря генерации гофрами в пристенной зоне активных вторичных течений и возникновению центробежных сил в потоках теплоносителей при их движении по изогнутым каналам. Пластинчато-спиральные теплообменники имеют повышенные теплоэнергетические характеристики. Так, мощность, затрачиваемая на единицу теплообменной поверхности, примерно на порядок меньше, чем у обычных кожухотрубчатых аппаратов без турбулизаторов.

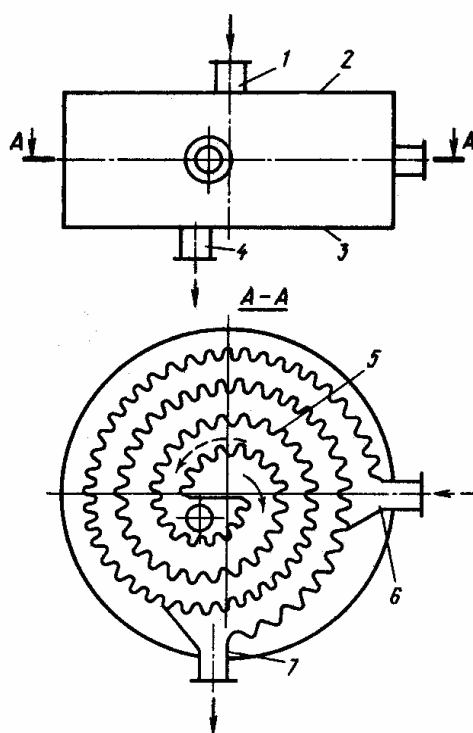


Рис. 6.13. Схема пластинчато-спирального теплообменника:
 1, 4, 6, 7 – штуцеры для ввода и вывода теплоносителей; 2, 3 – крышки;
 5 – изогнутые по спирали гофрированные листы

Другой пример аппаратов с теплообменной поверхностью, разрушающей пограничные слои теплоносителя, – теплообменник типа «Бабекс», разработанный фирмой «Бавария Анлагенбау» (Германия). Теплообменник, представляющий собой сочетание кожухотрубчатого и пластинчатого аппаратов, состоит из блоков, изготовленных из металлических штампованных листов толщиной 0,2 – 1,0 мм. Штамповкой на листе выполняют полукруглые канавки. Листы, последовательно соединенные зеркально-симметричными сторонами, образуют трубное и межтрубное пространства (рис. 6.14), где среда, обтекая гофры снаружи, движется волнообразно. Из листов (необходимое число 1500 и более) составляют блок, теплообменная поверхность которого может достигать 7200 м². Теплообменник разработан на давление в межтрубном пространстве до 8,4 МПа, в трубном 10,5 МПа и температуру 130 – 760 °С.

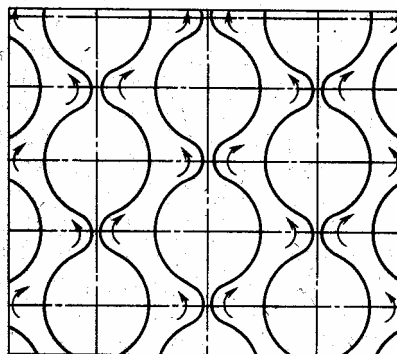


Рис. 6.14. Трубный пучок комбинированного теплообменника типа «Бабекс»

Разновидностью пластинчатых теплообменных аппаратов является аппарат, представленный на рис. 6.15, который состоит из тонких профилированных стальных листов, попарно сваренных в пластины и собранных в пучок с круглым сечением.

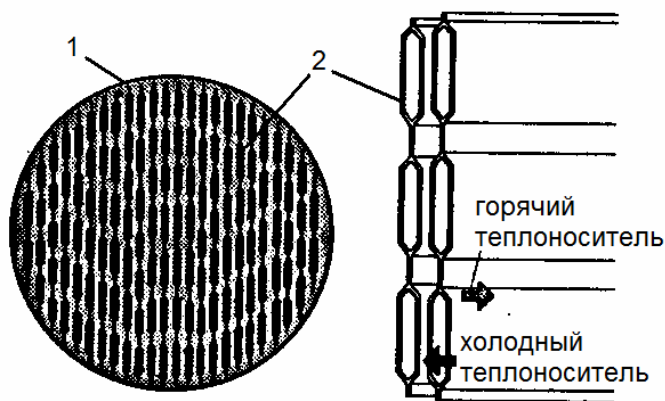


Рис. 6.15. Вид пластинчатого комбинированного теплообменного аппарата:
1 – кожух; 2 – сотовый пучок

Помимо указанных видов теплообменных аппаратов существуют также большое число других теплообменных аппаратов, обладающих особой конструкцией и специальным назначением. Примером таких аппаратов могут быть шнековые теплообменники, предназначенные для нагрева или охлаждения пастообразных веществ, а также графитовые теплообменники, предназначенные для осуществления процессов теплообмена, в которых участвуют агрессивные жидкости – кислоты и щелочи. В качестве конструкционного материала графитовых теплообменников используется искусственный графит или графитопласт – пластмасса на основе фенолформальдегидной смолы, в которой в качестве наполнителя использован мелкодисперсный графит.

Интерес представляют также пластинчатые теплообменники типа «Packinox», в настоящее время широко внедряемые на установках гидроочистки бензина и каталитического риформинга. Теплообменники «Packinox» (рис. 6.16) обеспечивают высокий коэффициент теплопередачи ($\sim 300 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$) и небольшую разность температур на уровне $40 \text{ }^\circ\text{C}$ на выходе из реактора и на входе в печь.

«Packinox» – это пластинчатый вертикальный теплообменник, состоящий из сварного пластинчатого теплообменного элемента и сосуда под давлением. В рабочем режиме пластинчатая часть защищена от разрушения наружным давлением за счет большего потока водородсодержащего газа, подаваемого прямо в сосуд.

Другими составными частями теплообменника являются: коллекторы для распределения потоков внутри сварного пластинчатого элемента; компенсаторы, предназначенные для предотвращения разгерметизации аппарата в результате теплового расширения его частей; инъекционные трубки для впрыска жидкого сырья.

6.8. Очистка теплообменных аппаратов

В процессе эксплуатации теплообменного оборудования на его поверхность «зарастает» грязью и отложениями, которые образуются из продуктов в процессе эксплуатации технологического оборудования, а также в процессе его коррозии. Отложения существенным образом снижают коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата и, тем самым, эффективность его работы. В связи с этим теплообменное оборудование периодически должно подвергаться очистке. Очистку теплообменных аппаратов ведут разными способами: механическим, химическим (с

использованием реагентов), гидравлическим (водой, водяным паром, горячими нефтепродуктами) и гидромеханическим (подача в трубное пространство потока жидкости, содержащей абразивный материал, твердые шары и др.).

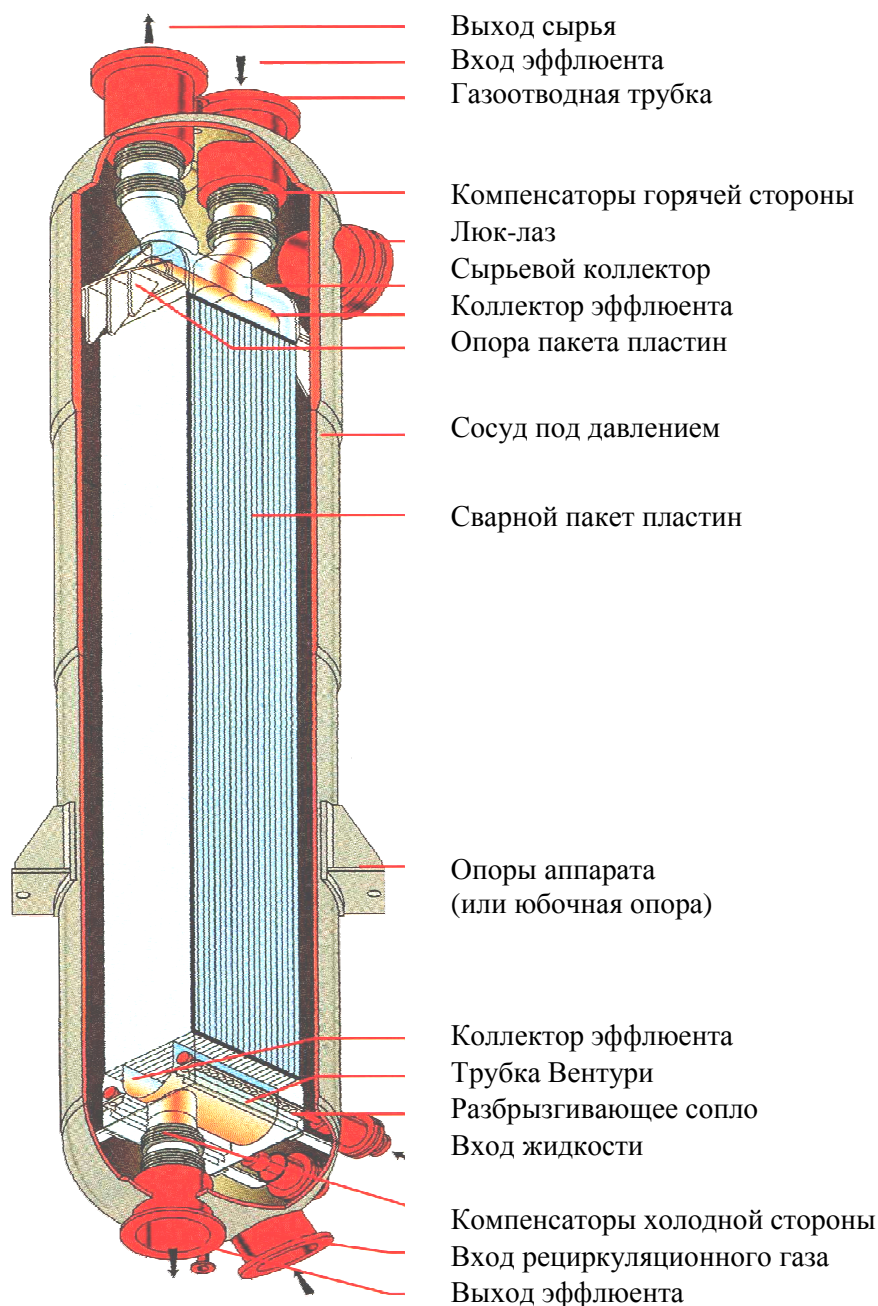


Рис. 6.16. Теплообменник типа «Packinox» фирмы «Alfa Laval»

Хорошую эффективность очистки внутренней и наружной поверхности теплообменного оборудования обеспечивает гидромеханическая очистка с использованием гидроструйных насосов высокого давле-

ния. Современные гидроструйные насосы с помощью различных сопел формируют мощные струи воды различной формы давлением от 95 до 110 МПа при подаче 180–200 л/мин и в автоматическом или полуавтоматическом режиме обеспечивают эффективную очистку теплообменной поверхности от вязких до твёрдых, подобных коксу, отложений (рис. 6.17).

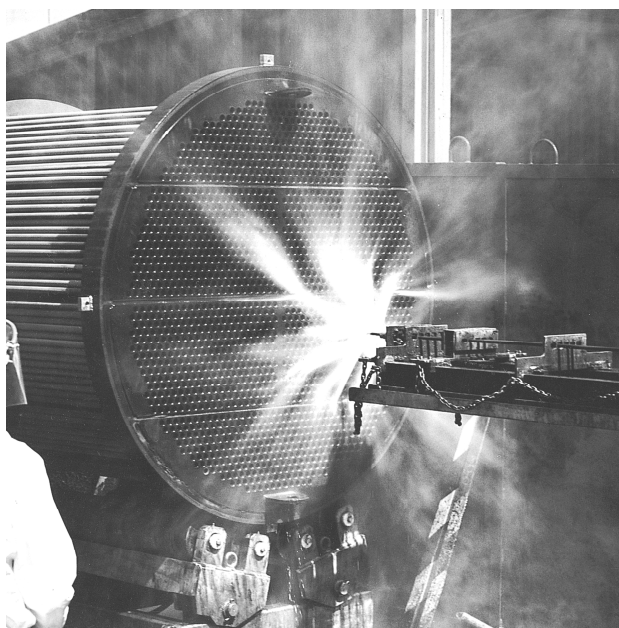


Рис. 6.17. Чистка внутренней поверхности трубок трубных пучков теплообменного оборудования от грязи и отложений с использованием гидроструйных насосов высокого давления

Тема 7

КОЛОННЫЕ МАССООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Массообменными называют процессы, при которых вещество из одной фазы переходит в другую путем диффузии при определенных рабочих условиях. К таким процессам относятся ректификация, абсорбция, десорбция, адсорбция, экстракция и сушка.

В общем случае аппараты, в которых протекают указанные процессы, называются массообменными. В химической, нефтехимической и смежных отраслях промышленности массообменные аппараты составляют значительную долю всего оборудования. Конструкции массообменных аппаратов весьма разнообразны.

В соответствии со способом обеспечения контакта между жидкостью и газом различают: барботажные (тарельчатые), насадочные, распылительные колонны, аппараты механического типа.

Колонные аппараты применяют для процессов ректификации, абсорбции, мокрой очистки газов для некоторых химических процессов, т.е. для процессов взаимодействия между жидкой и газовой фазой. Обеспечение хорошего контакта между жидкостью и газом (паром) достигается за счет применения устройств, заставляющих газ многократно барботировать через жидкость; применения насадки, по которой стекает жидкость, омываемая газом; распыления жидкости в потоке газа, а также за счет использования центробежной силы.

Жидкость и газ, как правило, движутся противотоком, хотя имеются аппараты, в которых осуществляется прямоточное движение. Выбор типа колонного аппарата определяется условиями процесса, расходами жидкости и газа, давлением, температурой, коррозионными свойствами продуктов, наличием загрязнений и т.д. Основные элементы тарельчатых и насадочных колонн нормализованы. Нестандартные колонные аппараты используют сравнительно редко.

Высоту и диаметр колонных аппаратов определяют на основании технологических, тепловых и гидродинамических расчетов. Обычно они представляют собой вертикальные устройства большой высоты и сравнительно малого диаметра (рис. 7.1).

7.1. Классификация колонных массообменных аппаратов

Определяющей характеристикой массообменной аппаратуры является состояние межфазной поверхности. В соответствии с этим в основу

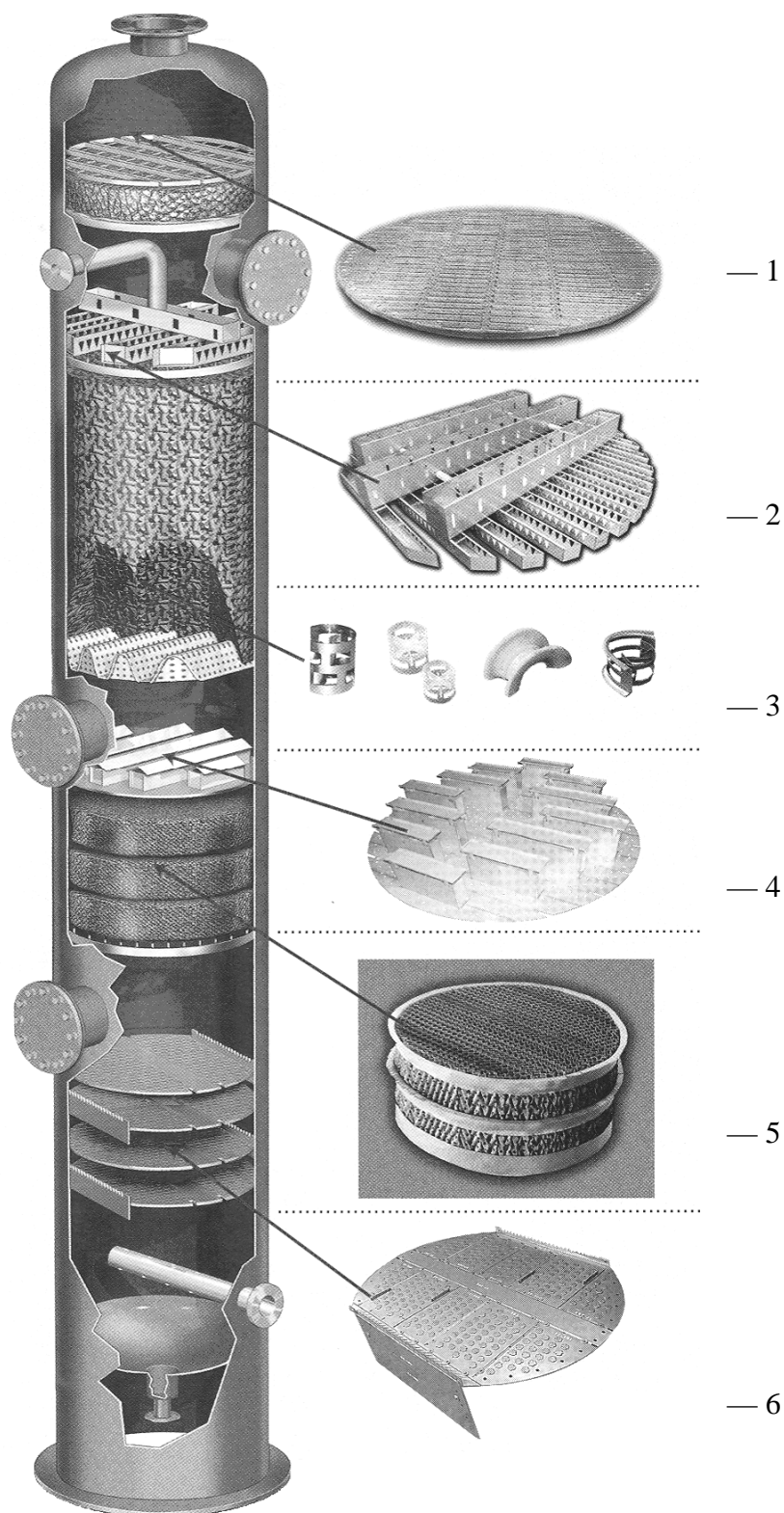


Рис.7.1. Внутреннее устройство насадочно-тарельчатой массообменной колонны:

1 – туманоуловитель; 2 – распределитель жидкости; 3 – нерегулярная насадка; 4 – полу тарелка, предназначенная для сбора жидкости по высоте колонны; 5 – регулярная насадка; 6 – тарелки

Для классификации аппаратуры, предназначенной для проведения процессов массопередачи, положен *принцип образования межфазной поверхности*, согласно которому массообменные аппараты делятся:

- на аппараты с фиксированной поверхностью фазового контакта (например, пленочные колонны с орошаемыми стенками, насадочные колонны, полочные колонны, распылительные колонны);
- аппараты с поверхностью контакта, образуемой в процессе движения потоков (например, тарельчатые колонны, инжекторные (струйные) аппараты);
- аппараты с внешним подводом энергии (например, аппараты с механическими мешалками, пульсационные колонны, вибрационные колонны, центробежные аппараты).

В зависимости от *способа организации контакта фаз* массообменные колонные аппараты подразделяют:

- на тарельчатые;
- насадочные;
- насадочно-тарельчатые;
- пленочные (из-за сложности изготовления и высокой стоимости используются мало).

В зависимости от *рабочего давления* массообменные колонные аппараты подразделяют:

- на работающие под давлением;
- атмосферные;
- вакуумные.

7.2. Тарельчатые колонные аппараты

Тарельчатые колонные аппараты (рис. 7.2) состоят, как правило, из вертикального корпуса 3, сферической или эллиптической крышки 4, днища 2 и жестко скрепленной с корпусом опорной обечайки 1 цилиндрической или конической формы. Использование конических опор для высоких колонн небольшого диаметра способствует повышению их устойчивости и уменьшению нагрузки на опорную поверхность фундаментного кольца. Внутри корпуса колонны смонтированы тарелки 6, устройство 7 для ввода сырья, отбойное устройство 5 и штуцеры для жидкости и пара.

Для удобства монтажа и ремонта тарелок расстояние между ними принимают, как правило, не менее 450 мм. Монтаж и обслуживание тарелок в аппаратах с цельносварным корпусом выполняют через люки. Люки на кор-

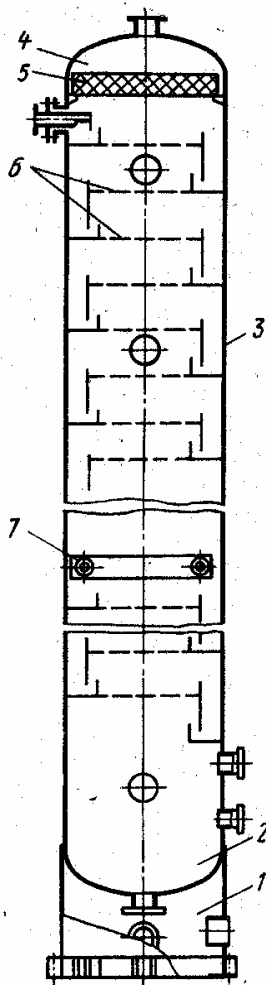


Рис. 7.2. Тарельчатая ректификационная колонна

пусе колонны рекомендуется располагать через каждые пять – десять тарелок в зависимости от диаметра аппарата и типа контактных устройств. Диаметр люков может колебаться от 450 до 600 мм, а расстояние между тарелками в месте установки люка от 800 до 1 000 мм.

Корпуса тарельчатых колонных аппаратов изготавливают большей частью с постоянным по высоте диаметром, хотя для колонн больших размеров в случае, если нагрузка по жидкости и пару (газу) значительно изменяется по высоте колонны, корпус может быть выполнен ступенчатым, т.е. состоящим из частей разного диаметра, соединенных конусными переходами.

Например, на корпусе ректификационной колонны предусматривают штуцеры: ввода продукта и вывода пара, ввода флегмы и пара из кипятильника, вывода кубового остатка и циркулирующей кубовой жидкости в кипятильник. Кроме того, аппарат снабжают штуцерами для измерения давления и температуры по высоте аппарата, уровня жидкости, отбора проб и др.

Места ввода сырья и вывода промежуточных фракций зависят от состава сырья, поэтому предусматривают несколько запасных штуцеров по высоте колонны.

Места ввода сырья и вывода промежуточных фракций зависят от состава сырья, поэтому предусматривают несколько запасных штуцеров по высоте колонны.

Корпус тарельчатой колонны может быть выполнен либо сварным, либо состоящим из царг. Корпуса аппаратов, работающих при больших рабочих давлениях, а также аппаратов диаметром более 1200 мм выполняют цельносварными. Аппараты диаметром 400 – 1000 мм изготавливают в царговом исполнении, если рабочее давление в них не превышает 1,6 МПа.

Аппараты в царговом исполнении снабжают неразъемными тарелками (рис. 7.3), представляющими собой отбортованный металлический диск с устройствами (отверстия, клапаны, колпачки) для ввода пара (газа) на тарелку и слива жидкости. Для создания необходимого уровня жидкости на тарелке 4 установлены сливная 2 и переливная 3 перегородки. Высота переливной перегородки постоянна; она образует так называемый переливной карман, в который погружена сливная труба 1 расположенной выше

тарелки. Высоту сливной перегородки можно регулировать для поддержания необходимого уровня жидкости на тарелке.

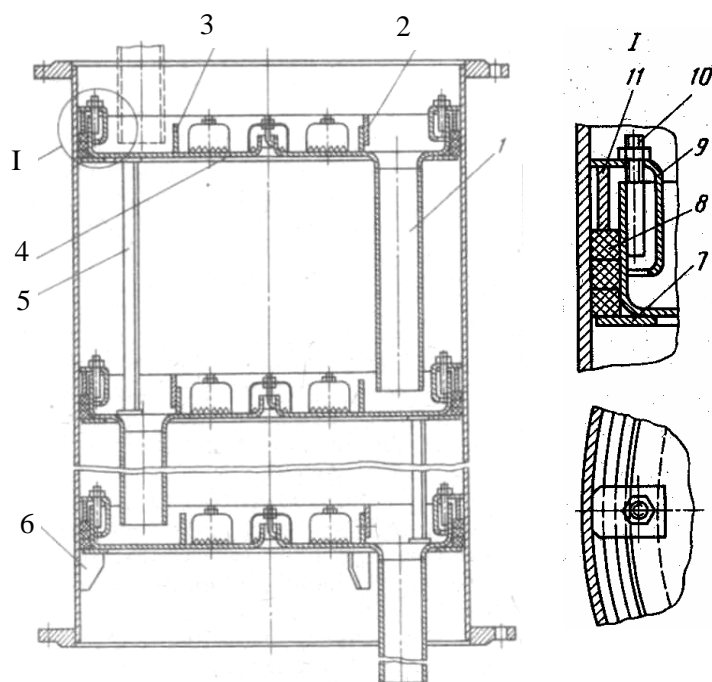


Рис. 7.3. Царга тарельчатой колонны

В аппаратах диаметром 1200 мм и более используют тарелки разборной конструкции. Они состоят из отдельных секций, которые крепятся к опорной раме (опорным кольцам) (рис. 7.4, 7.5). Опорная рама приварена к корпусу колонны. Герметичность соединений секций тарелки с опорной конструкцией обеспечивают прокладки.

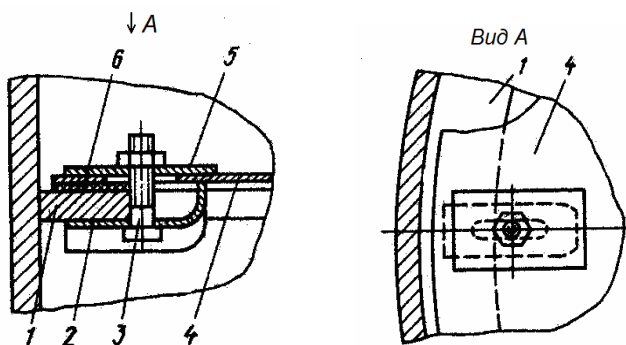


Рис. 7.4. Узел крепления секции тарелки к корпусу аппарата:
1 – опорное кольцо; 2 – трубочина; 3 – винт; 4 – секция тарелки;
5 – прижимная планка; 6 – прокладка

Корпуса серийно выпускаемых аппаратов для неагрессивных сред изготавливают из углеродистых сталей (ВСтЗсп5, 20К, 16ГС), аппаратов для

агрессивных сред – из коррозионно-стойких сталей (08Х22Н6Т, 12Х18Н10Т, 10Х17Н13М3Т) или из сталей с плакирующим слоем. Кроме того, аппараты можно изготавливать из чугуна, меди, керамики, стекла и других материалов.

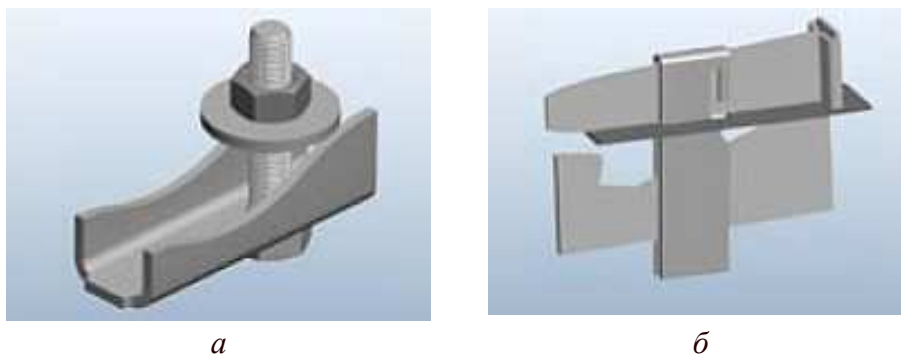


Рис. 7.5. Узлы крепления тарелок к опорным кольцам колонн компании «Sulzer Chemtech», Швейцария:

a – универсальный зажим – стандартный узел крепления тарелок к опорным кольцам; *б* – узел крепления с помощью клиньев, применяемый для быстрой установки и демонтажа тарелок

7.3. Основные параметры контактных массообменных устройств

Основными параметрами контактных массообменных устройств являются следующие параметры:

Производительность по жидкости L, м³/(м²·с), рассчитанная на площадь свободного сечения колонны.

Производительность по пару, или *F-фактор* пара, рассчитанная по формуле

$$F = w' / \sqrt{\rho_n},$$

где *F* – *F*-фактор пара, (м/с)/(кг/м³)^{-0,5} или √Па ;

w' – скорость пара (газа), рассчитанная на свободное сечение колонны, м/с;

ρ_n – плотность пара (газа), кг/м³.

Эффективность контактного устройства, которую для тарельчатых аппаратов оценивают через КПД по Мерфи, представляющий собой отношение изменения доли паровой *y* (или жидкой *x*) фазы на тарелке к изменению долей этих фаз при достижении равновесия:

$$\eta = (y_k - y_n) / (y^* - y_n),$$

где y_k, y_n, y^* – соответственно конечная, начальная и равновесная, концентрации легколетучего компонента на тарелке в паровой фазе, %.

Гидравлическое сопротивление контактных устройств Δp (Па) характеризует энергетические затраты на проведение процесса. Отношение Δp к КПД η контактного устройства характеризует гидравлическое сопротивление теоретической тарелки.

Диапазон устойчивой работы контактного устройства – отношение максимальной и минимальной производительности по газу (пару), при котором устройство работает без заметного снижения эффективности. Этот показатель весьма важен в условиях, когда изменение производительности по пару значительно по высоте аппарата.

Выбор контактного устройства определяется условиями проведения процесса. Для процессов, протекающих под давлением, решающее значение имеют капитальные затраты на оборудование. Для уменьшения размеров оборудования стремятся к увеличению скоростей по жидкости и пару. При выборе контактного устройства для вакуумных колонн решающее значение имеет гидравлическое сопротивление теоретической тарелки.

При оценке контактного устройства можно учитывать и такие параметры, как возможность работы на средах, склонных к полимеризации, коксообразованию, а также технологичность изготовления, удельная металлоемкость и др.

7.4. Конструкции тарельчатых контактных массообменных устройств

Тарельчатые контактные устройства можно классифицировать по многим признакам; например, *по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку* различают тарелки с переточными устройствами и тарелки без переточных устройств (провальные).

Тарелки с переточными устройствами имеют специальные каналы, по которым жидкость перетекает с одной тарелки на другую, причем по этим каналам не проходит газ. На провальных тарелках нет переливных устройств, и жидкость, и газ проходят через одни и те же отверстия или прорезы в полотне тарелки. Эти прорезы работают периодически: в определенный момент времени одни прорезы пропускают пар, другие – жидкость, затем их роли меняются.

По *характеру взаимодействия газового и жидкостного потоков* различают тарелки барботажного и струйного типов. Тарелки, на которых сплошной фазой является жидкость, а дисперсной – газ или пар, называют барботажными. На струйных тарелках дисперсной фазой является жид-

кость, сплошной – газ; потоки взаимодействуют в прямоточном режиме на поверхности капель и жидкостных струй, взвешенных в газовом потоке.

В зависимости от конструкции устройств ввода пара (газа) в жидкость различают тарелки:

- колпачковые;
- клапанные;
- ситчатые;
- язычковые;
- решетчатые;
- с прямоточно-скоростными контактными элементами и др.

Одни из этих тарелок могут работать только в барботажном режиме (колпачковые); другие – только в струйном (язычковые), третьи – и в том, и в другом режимах (клапанные).

В химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей отраслях промышленности наиболее распространены барботажные и струйные тарелки с переливами.

К тарелкам предъявляются следующие требования: они должны иметь высокий КПД (обеспечивать хороший контакт между жидкостью и паром), обладать малым гидравлическим сопротивлением, устойчиво работать при значительном колебании расходов пара и жидкости. Тарелки должны быть просты по конструкции, удобны в эксплуатации, иметь малый вес и быть нечувствительными к различным осадкам и отложениям, что особенно важно при работе с загрязненными жидкостями. Наибольшее применение находят колпачковые, ситчатые и клапанные тарелки.

7.4.1. Колпачковые тарелки

Различают колпачковые тарелки с капсульными (рис. 7.6) и туннельными колпачками (рис. 7.7).

Колпачковая тарелка работает следующим образом. Поступающая жидкость заполняет тарелку на высоту, определяемую сливной перегородкой, при этом прорези колпачков должны быть погружены в жидкость. Пар проходит через паровые патрубки, щели колпачков и барботирует сквозь слой жидкости. Газ и жидкость взаимодействуют в перекрестном токе: жидкость движется по тарелке от переливного кармана к сливной перегородке и далее на расположенную ниже тарелку, а газ – вверх по оси колонны.

До недавнего времени колпачковые тарелки с капсульными колпачками считали лучшими контактными устройствами для ректификационных и абсорбционных аппаратов благодаря простоте эксплуатации и универсальности.

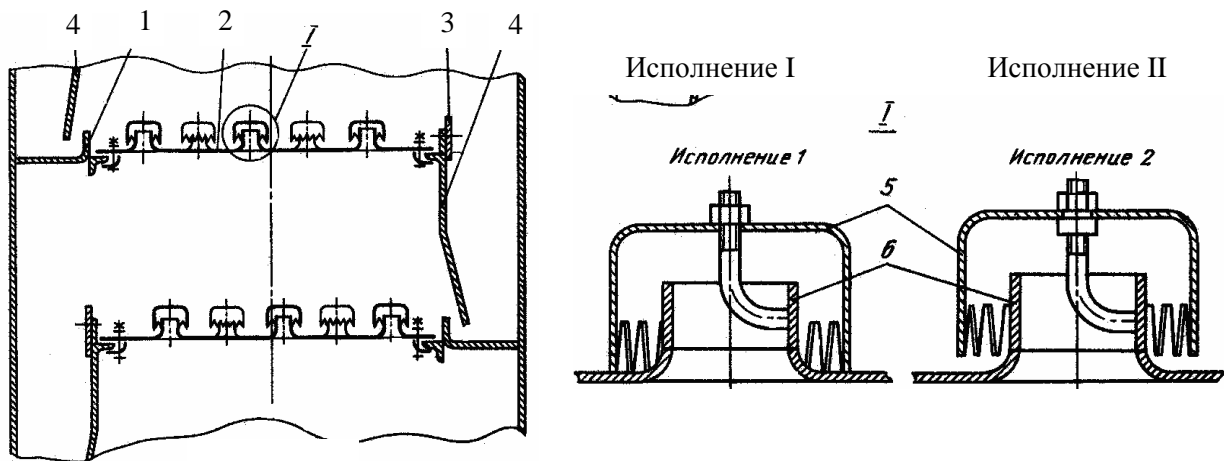


Рис. 7.6. Колпачковая тарелка:

1 – переливная перегородка; 2 – полотно тарелки; 3 – сливная перегородка; 4 – сливная планка; 5 – колпачок; 6 – паровые патрубки.

Исполнение 1 – вариант жесткого крепления колпачка к тарелке. Исполнение 2 – вариант крепления колпачка к тарелке с возможностью регулировки по высоте

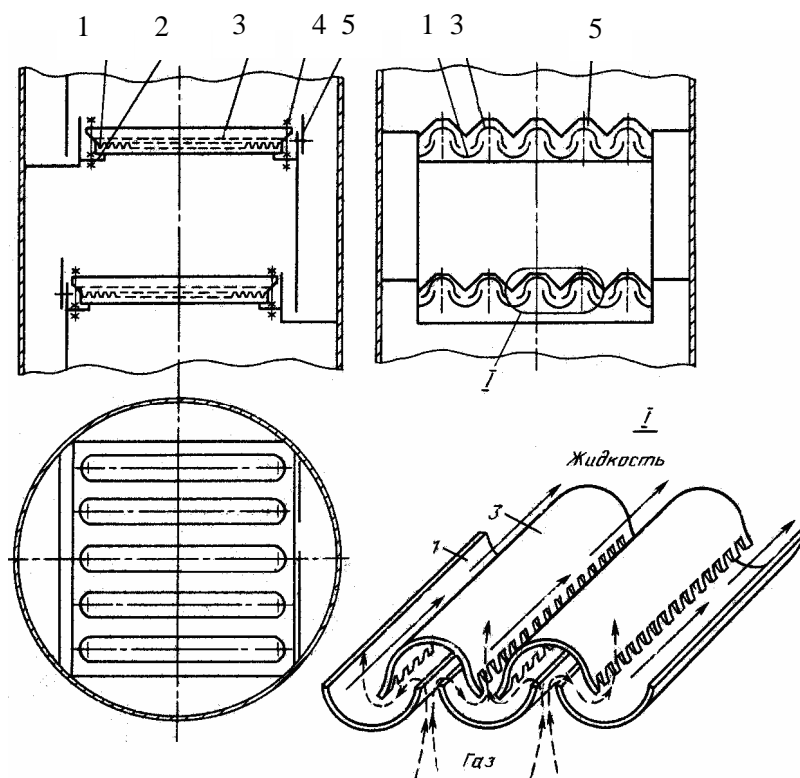


Рис. 7.7. Тарелка с туннельными колпачками:

1 – штампованный желоб; 2 – опорный уголок; 3 – туннельный колпачок; 4 – шпилька; 5 – сливная планка

Достоинствами тарелок с капсульными колпачками являются относительно высокий КПД (0,75 – 0,80), возможность работы в широком диапазоне производительностей по пару, а также при нестабильных нагрузках по

жидкости и пару. Для этих тарелок $F \approx 1\sqrt{\text{Па}}$, а гидравлическое сопротивление, зависящее от глубины погружения колпачка, не превышает 1 кПа.

К недостаткам тарелок с капсульными колпачками относят значительные металлоемкость и трудоемкость изготовления.

Основное преимущество тарелок с туннельными колпачками – небольшое число колпачков и возможность их очистки. Остальные показатели этих тарелок низкие, поэтому в настоящее время их заменяют более современными контактными устройствами.

Колпачковые тарелки можно изготавливать из чугуна, меди, керамики, углеродистого графита, пластмасс и др.

7.4.2. Клапанные тарелки

Клапанные тарелки также широко применяют в нефтехимической промышленности (рис. 7.8). Основными преимуществами этих тарелок являются: способность обеспечить эффективный массообмен в большом интервале рабочих нагрузок, несложность конструкции, низкая металлоемкость и невысокая стоимость. Это позволило клапанным тарелкам стать самым распространенным типом тарелки, начиная с 1970-х годов и до настоящего времени. Эти тарелки применяются практически во всех типах колонн нефтепереработки – от газоразделительных до вакуумных.

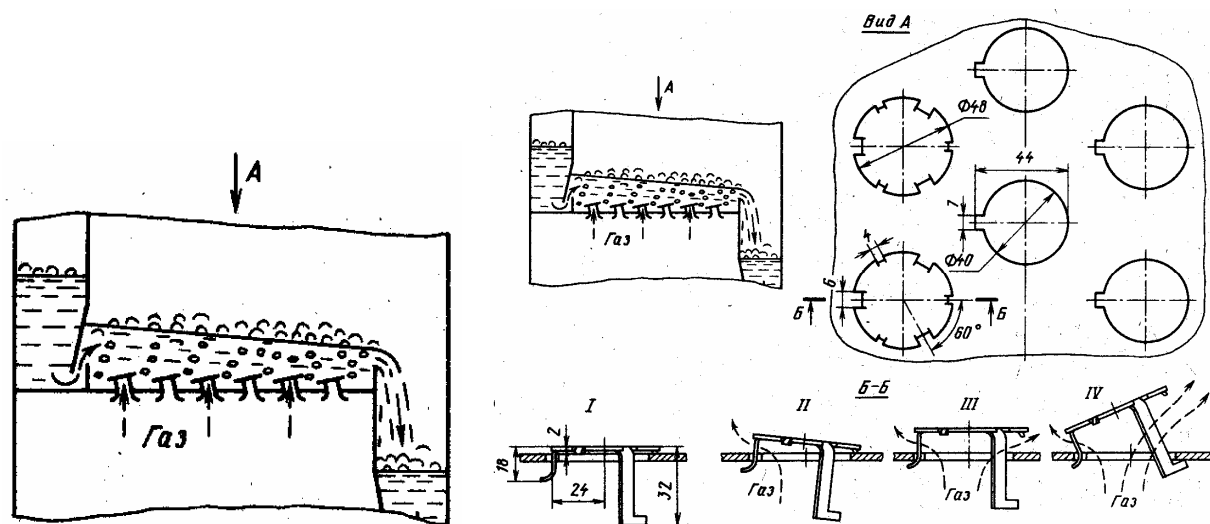


Рис. 7.8. Клапанно-прямоточная тарелка:

I – клапан в нерабочем положении; II – положение клапана при небольшой производительности по пару; III – положение клапана при увеличении загрузки по пару; IV – положение клапана при максимальной загрузке по пару

В зависимости от нагрузки клапан перемещается вертикально, изменяя площадь живого сечения для прохода пара, причем максимальное се-

чение определяется высотой устройства, ограничивающего подъем. Площадь живого сечения отверстий для пара составляет 10 – 15 % площади сечения колонны. Скорость пара составляет 1,2 м/с. Клапаны изготавливают в виде пластин круглого или прямоугольного сечения с верхним или нижним (рис. 7.9) ограничителем подъема.

Клапанные тарелки изготавливают с дисковыми и прямоугольными клапанами; работают тарелки в режиме прямоточного или перекрестного движения фаз. В отечественной промышленности наиболее распространены клапанные прямоточные тарелки с дисковыми клапанами. На клапано-прямоточной тарелке (см. рис. 7.8) в шахматном порядке расположены отверстия, в которых установлены саморегулирующиеся дисковые клапаны диаметром 50 мм, способные подниматься при движении пара (газа) на высоту до 6 – 8 мм.



Рис. 7.9. Дисковый клапан

Эффективность клапанных прямоточных тарелок (кпд) составляет $0,70 - 0,85$, $F \leq 2,5 \sqrt{Pa}$, диапазон устойчивой работы – 3,5. В области саморегулируемой работы тарелки обладают относительно небольшим гидравлическим сопротивлением.

7.4.3. Тарелки с S-образными элементами

В настоящее время в нефтеперерабатывающих колоннах используют и тарелки с S-образными элементами 1 (рис. 7.10), установленными перпендикулярно направлению движения жидкости на тарелке. Для того, чтобы закрыть каналы с торцов и увеличить жесткость тарелки, между S-образными элементами устанавливают пластины 2.

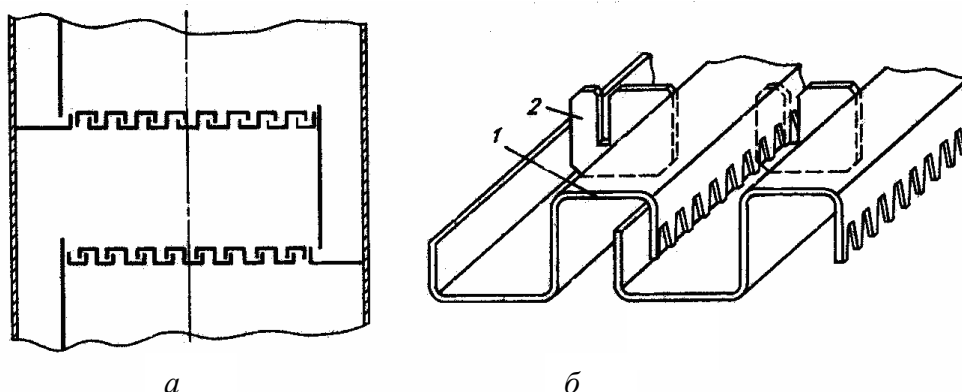


Рис. 7.10. Тарелка с S-образными элементами:
а – общий вид; б – схема

В зависимости от диаметра аппарата такие тарелки бывают одно- и многосливными. Характерная особенность этих тарелок состоит в том, что пар выходит из контактных элементов в направлении движения жидкости. Это способствует уменьшению разностей уровней жидкости на тарелке у сливной и переливной перегородок. Площадь живого сечения на тарелке составляет 12 – 20 % от площади сечения колонны. Коробчатое поперечное сечение элемента создает значительную жесткость, позволяющую устанавливать его на опорное кольцо без промежуточных опор в колоннах диаметром до 4,5 м.

Металлоемкость тарелок с S-образными элементами почти вдвое меньше, а производительность на 20 – 30 % больше по сравнению с тарелками с капсульными колпачками. Эффективность сравниваемых тарелок примерно одинаковая (кпд равен 0,6 – 0,8). Оптимальная нагрузка по газу для этой тарелки на 10 – 25 % меньше, чем для колпачковой. Для повышения диапазона устойчивой работы и производительности таких тарелок S-образные элементы могут снабжаться прямоточными клапанами прямоугольной формы, размещенными на верхней площадке S-образного элемента. По производительности эти тарелки примерно на 10 % превосходят клапанные прямоточные.

Тарелки с S-образными элементами характерны тем, что работают достаточно хорошо только при значительных скоростях пара. При малых скоростях (например, 0,3 м/с в атмосферной колонне АВТ) наблюдается провал жидкости через паровые щели первых элементов по ходу жидкости.

7.4.4. Ситчатые тарелки

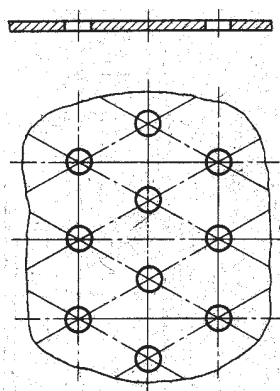


Рис. 7.11. Элемент ситчатой тарелки

Ситчатые тарелки со сливным устройством применяют в колонных аппаратах диаметром 400 – 4000 мм при расстоянии между тарелками от 200 мм и более. Основной элемент таких тарелок – металлический диск с отверстиями диаметром 2 – 6 мм, расположенными по вершинам равносторонних треугольников (рис. 7.11).

В колоннах диаметром более 800 мм тарелки состоят из отдельных секций. По креплению секций тарелки к корпусу и устройству переливов такие колонны аналогичны аппаратам с колпачковыми и клапанными тарелками. Преимущество ситчатой тарелки – боль-

шое свободное (т.е. занятое отверстиями) сечение тарелки, а, следовательно, и высокая производительность по пару, простота изготовления, малая металлоемкость. По производительности по пару (газу) эти тарелки на 30 – 40 % превосходят колпачковые. Недостаток – высокая чувствительность к точности установки.

Ситчатые тарелки эффективны в процессах, протекающих при стабильных режимах работы (диапазон устойчивой работы тарелки до 2) и производительности L по жидкости до $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Эти тарелки нельзя использовать для обработки жидкостей, вызывающих забивание осадком отверстий тарелок.

Такие тарелки наиболее распространены в качестве контактных устройств ректификационных колонн воздухоразделительных установок, работающих при низкой температуре.

Аппараты с ситчатыми тарелками не рекомендуется использовать для работы на загрязненных средах; это может вызвать забивание отверстий.

Ситчатые многосливные тарелки применяют для процессов, требующих эффективного контакта при большой удельной нагрузке по жидкости L до $180 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Для уменьшения гидравлического сопротивления и расширения диапазона устойчивой работы ситчатых тарелок их комбинируют с клапанными устройствами, в результате повышается эффективность работы тарелки при малой и большой производительности по пару (рис. 7.12). При малых нагрузках тарелка работает как обычная ситчатая; с увеличением нагрузки открывается клапан 2 и между клапаном и тарелкой 1 образуется щель, откуда под некоторым углом к горизонтали выходит пар, обеспечивая перемещение жидкости по тарелке в направлении слива и уменьшая разность уровней жидкости на тарелке. Ситчато-клапанная тарелка обеспечивает большой диапазон устойчивой работы при небольшом гидравлическом сопротивлении, что делает ее пригодной для процессов, протекающих под вакуумом.

Применяют ситчато-клапанные тарелки для процессов, проводимых под вакуумом и при атмосферном давлении, при $L < 100 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и $F < 2,5 \sqrt{\text{Па}}$.

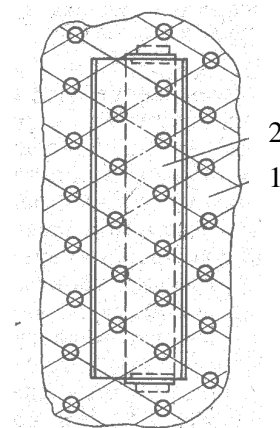


Рис. 7.12. Элемент ситчато-клапанной тарелки:

1 – тарелка; 2 – клапан

Эти тарелки в меньшей степени подвержены забиванию твердыми включениями, которые под действием прямоочной составляющей скорости пара, выходящего из-под клапанов, сдуваются с поверхности тарелки.

Также производятся другие разновидности ситчатых тарелок:

– ситчатая тарелка с просечно-вытяжными отверстиями имеет невысокое гидравлическое сопротивление, используется в вакуумных колонных аппаратах диаметром 1200 – 4000 мм. Данная тарелка работает как струйная прямоочная;

– ситчатая тарелка с S-образной перегородкой применяется в аппаратах небольшого диаметра.

7.4.5. Решетчатые тарелки

Решетчатые провальные тарелки используют в установках, рабочая производительность которых отклоняется от расчетной не более чем на 25 % (рис. 7.13). Решетчатые провальные тарелки отличаются простотой конструкции, малой металлоемкостью, большой пропускной способностью по жидкости (при достаточной ширине щели могут быть использованы для обработки загрязненных жидкостей, оставляющих осадок на тарелке). По эффективности решетчатые провальные тарелки обычно не уступают тарелкам с переливом.

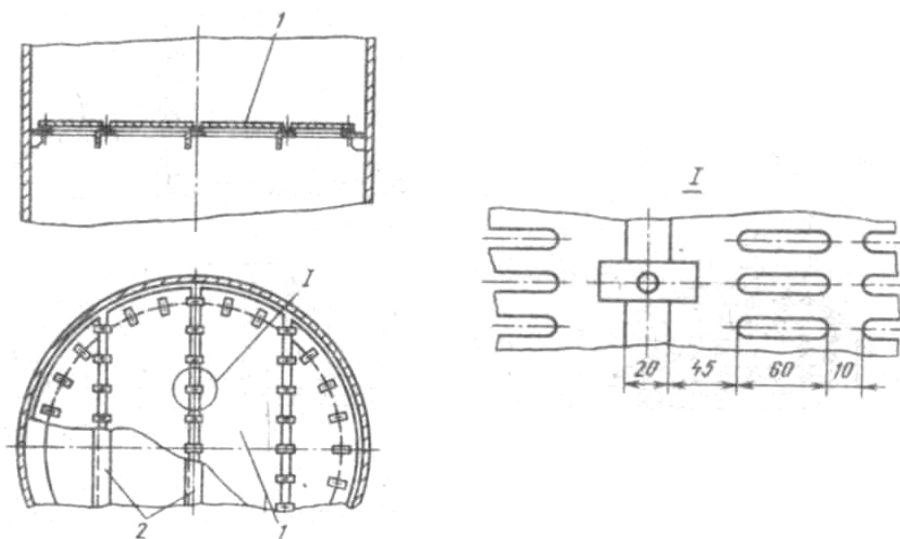


Рис. 7.13. Решетчатая провальная тарелка

Недостатками решетчатых тарелок являются узкий диапазон устойчивой работы и сложность обеспечения равномерного распределения орошения по поверхности тарелок в начале процесса. Режим работы решетчатых тарелок – струйный.

Конструктивно решетчатая провальная тарелка представляет собой плоский, перекрывающий все сечение колонны диск 1 с выштампованными в нем прямоугольными щелями, уложенный на опорную конструкцию 2. Обычно площадь прорезей составляет 10 – 30 % всей площади тарелки. Прорези (как правило, размерами 4×60 мм) располагаются на поверхности тарелки с шагом 10 – 36 мм.

При работе колонны под давлением поступающих паров на полотне тарелки создается слой жидкости, через которую барботирует пар. При этом часть жидкости протекает через прорези на расположенную ниже тарелку. Прорези работают периодически: места стока жидкости и прохода пара произвольно перемещаются по полотну тарелки.

7.4.6. Секционированные массообменные устройства

Одно из направлений технического прогресса в химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности – разработка и применение аппаратов большой единичной мощности. До недавнего времени повышение эффективности и производительности колонн обеспечивали увеличением их высоты и диаметра. Однако с увеличением диаметра колонны возрастает неупорядоченность движения взаимодействующих фаз: на тарелке появляются «байпасные» потоки, «мертвые» зоны, возникает поперечная неравномерность скорости газового потока и высоты жидкости на тарелке. Все это снижает эффективность массообмена в колонне. В связи с этим производительность аппарата следует повышать не увеличением размеров аппарата, а созданием контактных устройств, обладающих высокой производительностью по жидкости и пару, в частности, продольным и поперечным секционированием этих устройств.

Известно, что производительность тарелок повышается при контактировании фаз в прямотоке. Однако при прямоточном взаимодействии и большой скорости пара (газа) жидкость смещается по направлению к сливному карману, что затрудняет работу сливных устройств.

Для компенсации прямоточного движения фаз и исключения его распространения на всю тарелку можно устанавливать на тарелке продольные и поперечные перегородки, обеспечивающие зигзагообразное движение жидкости на тарелке от перелива к сливу, а также создающие условия для движения потоков парожидкостной смеси по тарелке в противоположных или пересекающихся направлениях. Это позволяет при незначительном конструктивном изменении контактных устройств варьировать их рабочие характеристики в зависимости от нагрузок по пару и жидкости.

Примером вышесказанного может служить продольно-секционированная тарелка с просечными элементами (рис. 7.14). На полотне тарелки 2

выштампованы просечки 1, отогнутые под углом α . Тарелка секционирована вдоль потока жидкости вертикальными перегородками 3, причем для создания постоянного гидравлического сопротивления по всей тарелке перегородки перфорированы.

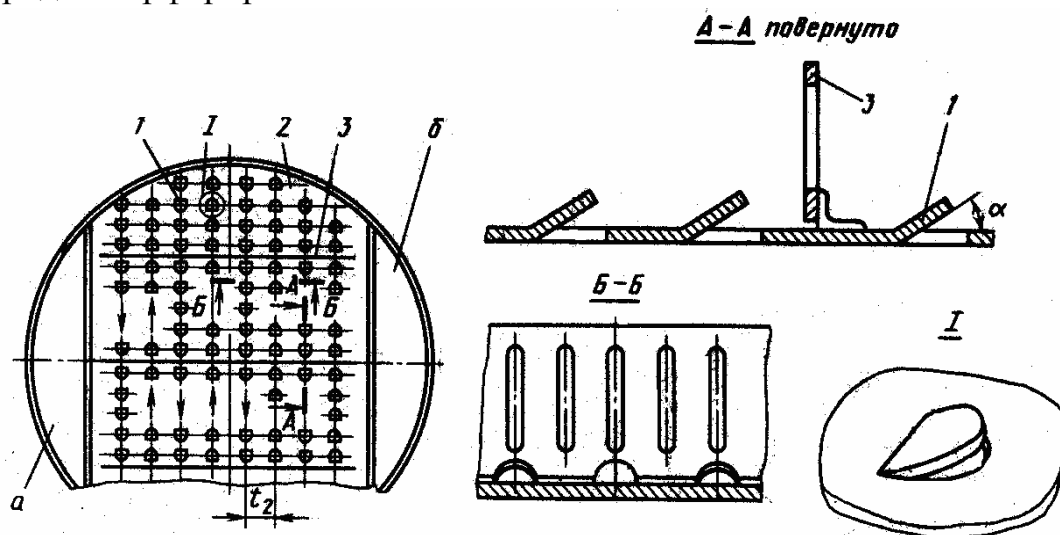


Рис. 7.14. Продольно-секционированная тарелка с просечными элементами

При скорости газа до 1,5 м/с тарелки работают аналогично ситчатой и колпачковой: жидкость из переливного кармана поступает на рабочую часть тарелки, газ вводится через просечки, барботирует через слой жидкости, аэрирует ее и на тарелке образуется газожидкостной слой. При скорости газа более 1,5 м/с газовые струи, выходящие из просечек, и создаваемые ими потоки жидкости движутся к вертикальным перегородкам или стенкам колонны, ударяются о них, сепарируются и газ покидает тарелку. При этом жидкость совершает сложное зигзагообразное движение от переливного *а* к сливному *б* карману.

Вариантом массообменного устройства с продольным секционированием является клапанная тарелка с продольными перегородками 3 (рис. 7.15), которая отличается от тарелки с просечными элементами тем, что на полотне 1 тарелки вместо просечек смонтированы клапаны 2 с боковыми стенками, обеспечивающие направленное движение жидкостного потока.

По производительности такие тарелки превосходят обычные клапанные тарелки без продольного секционирования в 1,4 раза, а по эффективности массообмена – в 1,25–1,3 раза.

При высокой плотности орошения [более $50 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$], когда работа тарелок лимитируется производительностью переливных устройств, целесообразно применение многосливной продольно-секционированной тарелки или тарелки с двумя зонами контакта фаз (рис. 7.16).

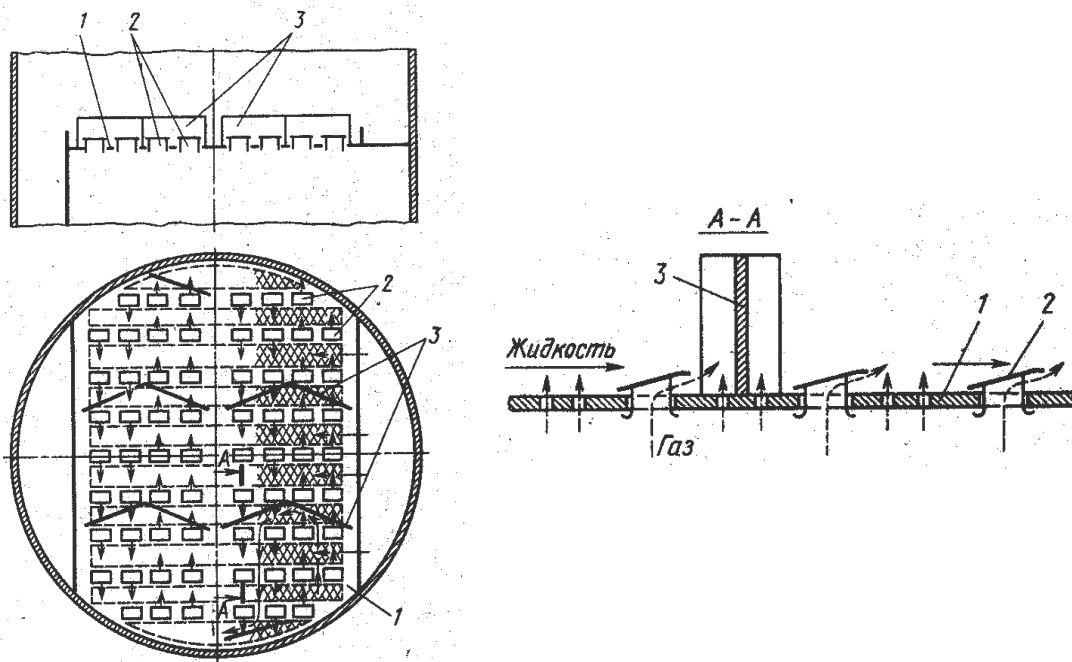


Рис. 7.15. Комбинированная клапанная тарелка

Последняя представляет собой комбинацию барботажной тарелки (ситчатой, клапанной) с устройством, в котором реализуется зона контакта фаз, формирующаяся в пространстве между тарелками при перетекании жидкости. Тарелка состоит из перфорированного основания 1 с установленными на нем сливными карманами 2 (могут быть одно-, двух- и трехщелевыми), направляющих планок 3 и отбойных дисков 4.

Однощелевой сливной карман, установленный на тарелке 1 (рис. 7.17, а), состоит из патрубка 2 и отбойного диска 3, укрепленного так, что между ними образуется кольцевая щель шириной 4 – 12 мм. Через эту щель вытекает кольцевая струя жидкости, образуя дополнительную зону контакта. При установке двухщелевого сливного кармана (рис. 7.17, б) жидкость переливается через сливную перегородку, протекает по внутренней стенке наружного патрубка 2 и конусу 4 во внутренний патрубок 5 и вытекает из нижней щели кольцевой струей, образуя дополнительную зону контакта. С увеличением производительности по жидкости уровень ее в патрубке 5 повышается, жидкость заполняет пространство в патрубке 2 и начинается истечение из верхней щели. В пространстве между тарелками образуется вторая кольцевая струя. Таким образом, многощелевой слив позволяет значительно расширить диапазон нагрузок по жидкости.

Тарелки с двумя зонами контакта фаз позволяют повысить эффективность массообмена примерно на 30 % благодаря образованию дополнительной зоны контакта в пространстве между тарелками.

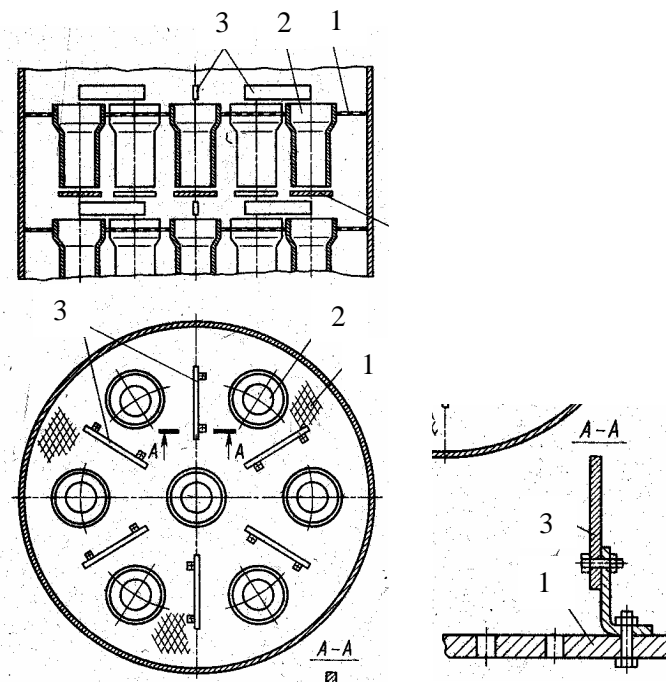


Рис. 7.16. Тарелка с двумя зонами контакта

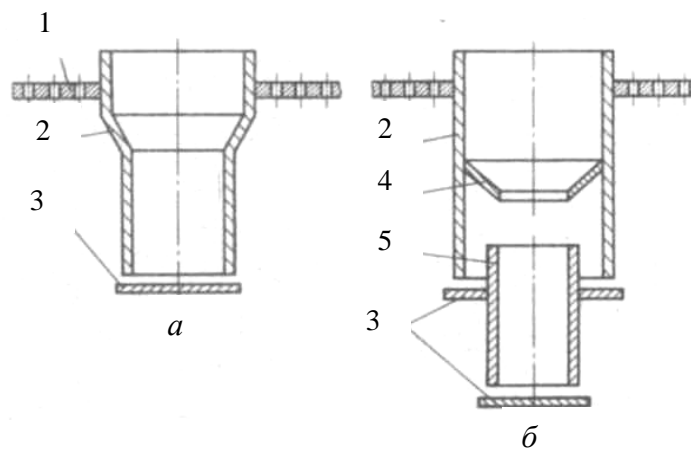


Рис. 7.17. Однощелевые (а) и двухщелевые (б) карманы

7.4.7. Упорядочение потоков на тарелках в нефтяных ректификационных колоннах

При работе промышленных ректификационных колонн нередко наблюдается низкая фракционирующая способность тарелок. Это обычно является следствием неудачной системы контакта пара и жидкости. Для тарелок высокая эффективность и производительность обеспечиваются, в частности, следующими условиями:

- энергичный барботаж, обеспечивающий большую поверхность контакта фаз и хорошее диспергирование газовой и жидкой части пены;
- выровненная скорость потока жидкости в направлении ее движения;

- при многосливных тарелках – разделение общего потока жидкости на равные части;
- минимальный гидравлический уклон жидкости по ее течению, т.е. минимальная разница между статическим давлением жидкости до входа в барботажную зону и после выхода из нее;
- легкость перемещения жидкости не только по ходу ее, но и в перпендикулярном направлении, исключая местные скопления жидкости около некоторых колпачков;
- небольшой брызгоунос;
- некоторая ограниченная величина напряженности потока жидкости, измеряемая объемом жидкости, протекающей в час, на метр фронта потока, т.к. чрезмерная величина напряженности потока приводит к нежелательному скоплению жидкости на тарелке;
- отсутствие провала жидкости через паровые патрубки или неплотности;
- исключение возможности протока по тарелке части жидкости, минуя энергичный барботаж или проходящей короткий путь по барботажной площади;
- отсутствие циклических или других частых колебаний количества жидкости и пара, поступающих на тарелку.

Как правило, с ростом длины пути жидкости по тарелке возрастают трудности осуществления условий, благоприятствующих хорошей работе тарелок.

Ниже описываются проверенные на опыте практические рекомендации по переоборудованию отдельных узлов промышленных колонн с целью улучшения их работы.

Ситчатые тарелки эффективны в процессах, протекающих при стабильных режимах работы (диапазон устойчивой работы тарелки до 2) и производительности L по жидкости до $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Эти тарелки нельзя использовать для обработки жидкостей, вызывающих забивание осадком отверстий тарелок.

Ситчатые многосливные тарелки применяют для процессов, требующих эффективного контакта при большой удельной нагрузке по жидкости L до $180 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Ситчато-клапанные тарелки применяют для процессов, проводимых под вакуумом и при атмосферном давлении, при $L < 100 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и $F < 2,5 \sqrt{\text{Па}}$. Эти тарелки в меньшей степени подвержены забиванию твердыми включениями, которые под действием прямоочной составляю-

щей скорости пара, выходящего из-под клапанов, сдуваются с поверхности тарелки.

Клапанные прямоточные тарелки применяют в процессах, протекающих при атмосферном и повышенном давлении, при $L < 100 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и $F < 2,5 \sqrt{\text{Па}}$. Диапазон устойчивой работы этих тарелок 3,5.

Жалюзийно-клапанные тарелки, обладающие высокой эффективностью, имеют несколько более высокое гидравлическое сопротивление, чем ситчато-клапанные, и применяются в основном для проведения процессов под давлением, при $L < 130 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и $F < 3,75 \sqrt{\text{Па}}$. Диапазон устойчивой работы достигает 4,5.

Колпачковые тарелки применяют в производствах относительно небольшой мощности, а также при небольших нагрузках по жидкости. В этих условиях тарелки обеспечивают поддержание определенного запаса жидкости в контактной зоне.

Дальнейшее совершенствование и развитие техники массообмена должно идти, главным образом, по пути увеличения съема продукции с единицы объема аппарата, уменьшения перепада давлений на одну теоретическую ступень разделения и уменьшения удельной металлоемкости аппаратов.

Разработан ряд тарелок с контактными элементами, которые позволяют увеличить производительность массообменных аппаратов и эффективность разделения. Примером могут служить контактные элементы, в которых прямоточное взаимодействие фаз в самом элементе сочетается с эффектом ударного слияния газожидкостных потоков на выходе из этих элементов.

7.5. Насадочные массообменные аппараты

Насадочные колонны приобретают в последние годы все более широкое распространение, особенно при работе ректификационных колонн под вакуумом. Используемые в таких колоннах насадки разнообразны по конструкции, применяемому материалу и назначению. Насадочные контактные устройства имеют низкое гидравлическое сопротивление, высокую эффективность, однако требуют хороших распределительных устройств, обеспечивающих эффективную работу насадки во всем ее объеме. Недостатком насадки является, как правило, высокая стоимость.

В насадочных контактных устройствах, в отличие от тарельчатых, процесс тепломассообмена осуществляется не за счет организации интенсивного перемешивания взаимодействующих фаз, а за счет увеличения поверхности границы раздела фаз. Для этого используются пористые, сетчатые и тому подобные материалы с большой удельной поверхностью.

Тип и высота контактных устройств вакуумной колонны имеют важное значение. С одной стороны, увеличение объема насадки в укрепляющей части колонны повышает четкость ректификации и позволяет добиться высокого качества дистиллятов. При большем объеме насадки обеспечивается эффективность и стабильность работы колонны, легче регулируется выход и фракционный состав получаемых продуктов. С другой стороны, увеличение количества насадки ограничено объемом колонны, приводит к росту капитальных затрат на строительство вследствие высокой стоимости насадки, а также к росту перепада давления между верхом колонны и эвапорационным пространством (зона ввода сырья в колонну) и, следовательно, к понижению доли отгона сырья на входе в колонну и снижению отбора тяжелых дистиллятных фракций.

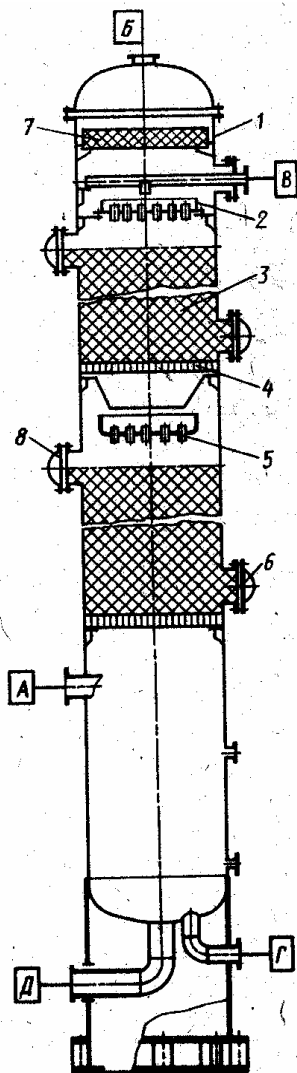
Диаметр насадочных колонн обычно не превышает 4000 мм. Для колонн большого диаметра трудно достичь высокой эффективности из-за сложности обеспечения равномерного распределения газовой и жидкой фаз по сечению аппарата. Однако известны отдельные конструкции насадочных аппаратов диаметром до 12 м.

Корпус 1 абсорбционной насадочной колонны (рис. 7.18) выполняют либо цельносварным, либо из отдельных царг с приварными или съемными крышками. Насадочные аппараты весьма чувствительны к неравномерности орошения, поэтому жидкость для орошения насадки подается через распределительную тарелку 2. Насадку 8 располагают по высоте аппарата в несколько слоев (секций) и укладывают на опорные решетки 4. Для загрузки и выгрузки насадки в верхней и нижней частях каждой секции обычно устанавливают люки 6 и 8. При больших нагрузках по газу и перепаде давлений 400 – 700 Па на 1 м высоты насадки сверху на каждый слой насадки укладывают удерживающую решетку, предотвращающую выброс насадки. В верхней части колонны размещено отбойное устройство 7. Газ и жидкость движутся в насадочной колонне противотоком. При этом газ вводится в колонну снизу через штуцер А, а выводится через штуцер Б, орошающая жидкость вводится сверху через штуцер В, а выводится через штуцеры Г или Д.

При стекании жидкости по насадке происходит ее перераспределение и на некотором расстоянии от распределительной тарелки равномерность орошения может резко уменьшиться; при этом жидкость течет вдоль стенки аппарата, а центральная часть насадки остается неорошенной. Для исключения этого явления насадочное пространство разделяют на слои и устанавливают между слоями перераспределительные тарелки 5, которые собирают жидкость и распределяют ее вновь по сечению аппарата.

Корпус и внутренние устройства серийно выпускаемых насадочных аппаратов изготавливают из тех же материалов, что и для тарельчатых массообменных аппаратов.

Рис. 7.18. Схема насадочной колонны



7.5.1. Конструкции насадочных контактных массообменных устройств

В настоящее время используют насадки различных видов. По существующей классификации их можно отнести либо к регулярной (правильно уложенной), либо к нерегулярной (засыпанной навалом).

Нерегулярную насадку применяют в процессах массообмена, протекающих под давлением или в условиях неглубокого вакуума (рис. 7.19). Эта насадка обладает рядом преимуществ: относительно невысокая стоимость, механическая прочность, возможность чистки. Нерегулярную насадку изготавливают из металлов, полимеров, керамики. Полимерная и керамическая насадка наиболее приемлема для обработки агрессивных сред. Нерегулярная насадка имеет существенные преимущества по сравнению с регулярной по технологии изготовления, транспортирования и монтажа.

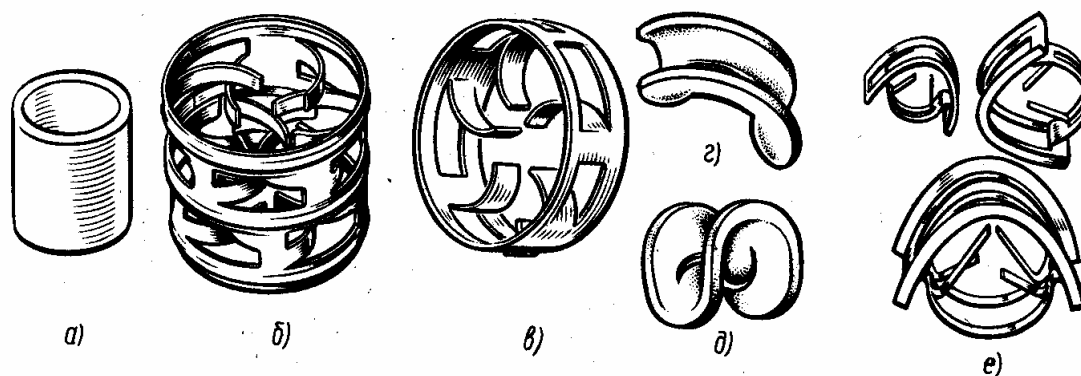


Рис. 7.19. Виды нерегулярной насадки:
a – кольца Рашига; *б* – кольца Палля; *в* – кольца «Каскад-мини-ринг»;
г – седла «Инталокс»; *д* – седла Берля; *е* – седла «Инталокс металл»

Регулярная насадка (правильно уложенная) отличается от нерегулярной меньшим гидравлическим сопротивлением и поэтому особенно

пригодна для процессов вакуумной ректификации (рис 7.20). К недостаткам аппаратов с регулярной насадкой нужно отнести их высокую чувствительность к равномерности орошения, сложность монтажа и в некоторых случаях невозможность чистки.

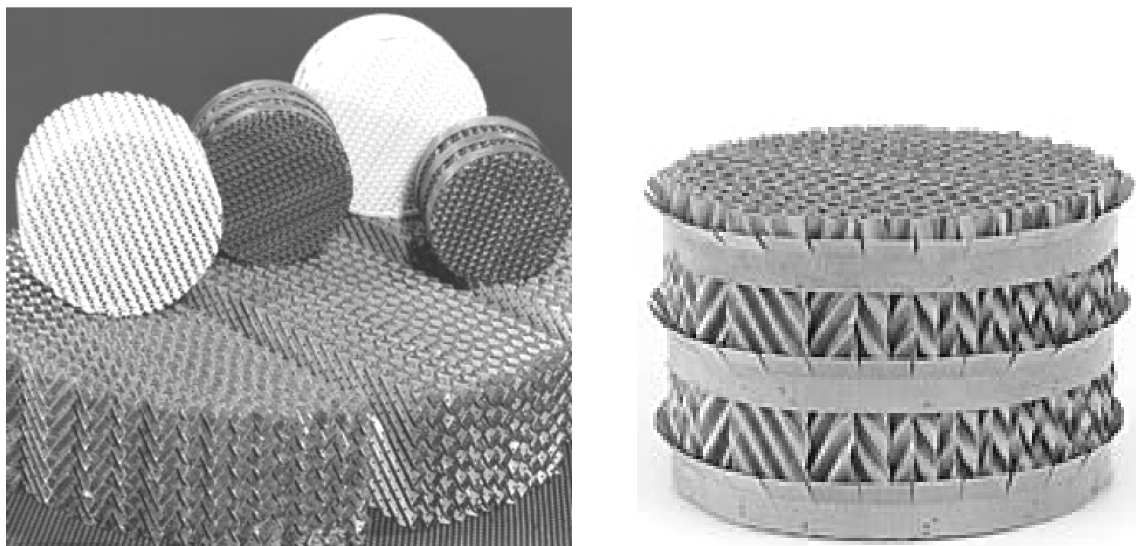


Рис. 7.20. Регулярные насадки компании «Sulzer Chemtech», Швейцария

Различают следующие виды регулярной насадки.

Плоскопараллельная – представляет собой пакеты, набираемые из плоских вертикальных, обычно металлических пластин толщиной 0,4 – 1,2 мм, расположенных параллельно с одинаковым зазором 10 – 20 мм. Высота пакета пластин 400 – 1000 мм. Диапазон производительности по газу $F = 3,5 - 8 \sqrt{\text{Па}}$, по жидкости $L = 0,3 - 50 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. В зависимости от производительности насадка обеспечивает высоту, эквивалентную одной теоретической ступени, в пределах 0,6 – 1,5 м при гидравлическом сопротивлении 1 м насадки 70 – 300 Па. Недостатки этой насадки – высокая металлоемкость, плохое перераспределение жидкости, сравнительно низкая эффективность.

Сотовая – образована из гофрированных вертикальных листов, сдвинутых один относительно другого так, что по высоте пакета образуются изолированные вертикальные каналы. Листы соединены в пакеты высотой 400 – 1000 мм точечной сваркой. К преимуществам этой насадки относятся значительно более высокая (в 2 – 3 раза), чем у плоскопараллельной насадки, удельная поверхность, а также возможность нагревать или охлаждать контактирующие фазы, поскольку каналы, образованные гофрами, пригодны для подачи в них теплоносителя или хладагента. К недостаткам насадки следует отнести неравномерность толщины пленки жидко-

сти в канале. Накопление жидкости в углах канала несколько ухудшает эксплуатационные качества этой насадки.

Основное преимущество *гофрированной* насадки, состоящей из вертикальных металлических листов с рифлением, по сравнению с плоскопараллельной насадкой – меньший брызгоунос. Это объясняется тем, что гофрированная насадка беспровальна. Зазоры между листами иногда обеспечивают дистанционными планками, установленными вертикально на расстоянии 250 мм одна от другой и приваренными к листам точечной сваркой.

Разновидностью гофрированной насадки является *Z-образная* насадка, изготавливаемая из перфорированного листа. По основным технологическим параметрам эта насадка на 15 – 20 % превосходит плоскопараллельную.

В последнее время за рубежом разработаны различные виды новой высокоэффективной насадки, способной работать при удельной нагрузке по жидкости $L = 200 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и $F = 5 - 8 \sqrt{\text{Па}}$. Насадка обеспечивает значительное (до 5 – 6) число теоретических ступеней на 1 м высоты и небольшое гидравлическое сопротивление (да 150 Па на 1 м высоты). Примерами может служить насадка «Импульс пакинг» из металла и полимерных материалов, насадка «Sulzer Chemtech» из гофрированной сетки толщиной 0,16 мм, насадка «Гудлоу» (иногда ее называют насадкой Панченкова), представляющая собой пакеты свернутой в рулон гофрированной проволочной сетки, изготовленной из проволоки диаметром 0,1 мм, а также регулярная насадка «Роли пак», образованная ярусами наклонных листов с прорезями.

Широко известны в мире насадки компании «Sulzer Chemtech», Швейцария, которая производит насадку, предназначенную для ректификации, абсорбции и реактивной ректификации и др. (рис. 7.21).

Структурированная насадка Mellapak компании «Sulzer Chemtech» разработана в семидесятых годах 20-го века и первоначально была задумана для работы в диапазоне давления – от глубокого вакуума до атмосферного давления. Mellapak – наиболее широко используемая структурированная насадка во всем мире в колоннах с диаметрами до 15 м, что доказывает эффективность ее применения. Данная насадка изготавливается из металла толщиной от 0,1 мм. Насадка Mellapak имеет следующие особенности: перепад давления насадки – 30 – 100 Па на одну теоретическую тарелку; перепад давления в 70 – 80 % от производительности, при которой начинается режим «захлебывания» $\sim 200 \text{ Па/м}$; минимальная загрузка насадки по жидкости $\sim 0,2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; максимальная загрузка насадки по жидкости до $200 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Области применения: вакуумные и атмосферные колонны химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности.

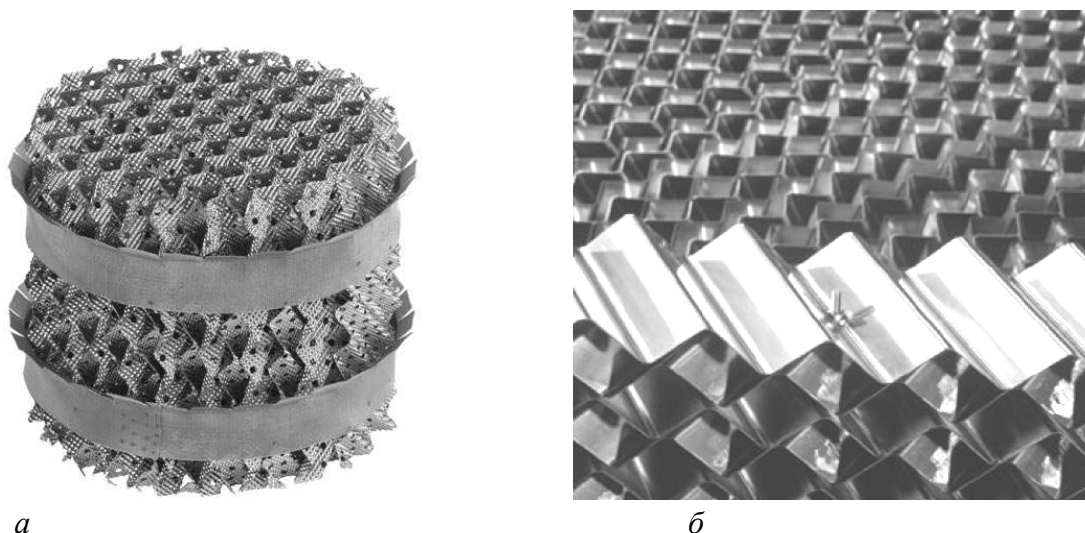


Рис. 7.21. Регулярная насадка компании «Sulzer Chemtech», Швейцария:
a – Mellapak; *б* – Mellagrid

В обозначении насадки цифрой указывается величина удельной поверхности в единице объема насадки в $\text{м}^2/\text{м}^3$; буквой – вариант исполнения, обеспечивающий ее эффективность.

Структурированная насадка Mellagrid компании «Sulzer Chemtech» имеет следующие особенности: не чувствительна к коксованию и загрязнению из-за ее гладкой поверхностной и геометрической структуры; обеспечивает эффективный теплообмен; имеет лучшие противоуносные свойства и эффективность разделения, чем традиционная сетка; низкая высота элемента и ее структура обеспечивают легкую чистку – модуль насадки может быть очищен после удаления из колонны водной струей; насадка обладает высокой механической прочностью; исполнение насадки – сталь толщиной от 0,5 до 2 мм. Области применения насадки Mellagrid: промывные секции атмосферных и вакуумных колонн; главная ректификационная колонна продуктов каталитического крекинга – секция циркуляции; ректификационные колонны продуктов процессов замедленного коксования и висбрекинга: промывные секции.

При выборе типа аппарата, работающего при атмосферном или повышенном давлении, необходимо учитывать следующее. В аппаратах с регулярной насадкой обеспечивается больший F -фактор, чем при использовании нерегулярной насадки. Однако максимальная нагрузка по жидкости в аппаратах с нерегулярной насадкой достигает $300 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что почти на 30 % больше, чем для аппаратов с регулярной насадкой.

В табл. 7.1 дана сравнительная характеристика насадок различных видов.

Таблица 7.1

Сравнительная характеристика насадок различных видов

Тип насадки	Производительность	Эффективность	Гидравлическое сопротивление
Кольца Рашига ($d = 25$ мм)	1	1	1
Кольца Палля ($d = 25$ мм)	1,4 – 1,5	1,00 – 1,25	0,70 – 0,75
Седла Берля	1,08 – 1,25	1,11	0,6 – 0,7
Седла «Инталокс»	1,2 – 1,4	1,3	0,45 – 0,50
«Гудлоу»	1,15 – 1,20	3,5	0,13
«Зульцер»	~2	2,5	0,25 – 0,45

Характеристика некоторых видов структурированной насадки компании «Sulzer Chemtech» представлена в табл. 7.2.

Таблица 7.2

Характеристика некоторых видов структурированной насадки компании «Sulzer Chemtech»

Вид и тип насадки	Удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$	Высота насадки, эквивалентная по разделительной способности теоретической тарелке (НЕТР), м	Диапазон значения F-фактора для указанной эффективности при давлении 5кПа, $\sqrt{\text{Па}}$	Диапазон гидравлического сопротивления 1 м насадки в зависимости значения F-фактора, $0,1 \times \text{кПа}/\text{м}$
Mellapak 125.Y	125	0,75	1,1 – 4,3	1,2 – 5,0
Mellapak 170.Y	170	0,5	1,0 – 3,3	1,5 – 5,3
Mellagrid 64.X	64	0,55	1,0 – 3,0	2 – 10

7.5.2. Область применения насадок

При выборе насадки для проведения конкретного процесса контактирования в системе пар (газ) – жидкость руководствуются обычно следующим правилом: регулярную насадку, гидравлическое сопротивление которой меньше, чем нерегулярной, используют в процессах вакуумной ректификации, нерегулярную – в процессах неглубокого вакуума и под давлением. Регулярной насадке отдают также предпочтение при обработке продуктов, время пребывания которых в аппарате ограничено, например, из-за склонности к разложению.

Регулярную насадку используют в вакуумных стальных колонных аппаратах диаметром 400 – 3600 мм, предназначенных для разделения тер-

мически нестойких и легко полимеризующихся органических смесей при остаточном давлении рабочей среды 0,25 – 98 кПа и температуре от 0 до 300 °С. Области применения основных типов насадок указаны в табл. 7.3.

Таблица 7.3

Области применения насадки

Тип насадки	Область применения
Плоскопараллельная	Процессы ректификации, требующие до пяти теоретических ступеней разделения и перепада давлений на одну теоретическую ступень до 0,06 кПа
Сотовая	Процессы ректификации, требующие до 15 теоретических ступеней разделения и перепада давлений на одну теоретическую ступень до 0,05 кПа
Из гофрированной сетки	Процессы ректификации чистых жидкостей, требующие большого числа (более 15) теоретических ступеней разделения и перепада давлений на одну теоретическую ступень до 0,03 кПа
Z-образная	Процессы ректификации и абсорбции загрязненных жидкостей, требующие до 15 теоретических ступеней разделения и перепада давлений на одну теоретическую тарелку до 0,05 кПа

Примечание. Перепад давлений на одну теоретическую ступень принят при F -факторе, равном $2 \text{ (м/с)(кг/м}^3\text{)}^{-0,5}$ или $2 \sqrt{\text{Па}}$.

7.6. Конструкции внутренних узлов колонных массообменных аппаратов

7.6.1. Узлы ввода и вывода продуктов из колонны

Конструкция узла ввода сырья в колонну зависит от фазового состояния поступающей смеси. Жидкое питание, а также орошающая жидкость (флегма), вводятся непосредственно в переливные карманы тарелок (рис. 7.22, *a*). Переливные карманы, в которые вводится жидкость, обычно углублены ниже тарелки примерно на 300 мм.

При подаче сырья в парожидкостном состоянии энергия струи может быть весьма большой и вызывает изнашивание корпуса колонны. Для защиты корпуса аппарата от эрозионного воздействия струи сырье подается через специальное устройство – улитку. Форма улитки должна обеспечивать равномерное распределение пара по сечению аппарата (рис. 7.22, *б, в*).

В колонне с боковыми выводами, предназначенной для разделения смеси на несколько компонентов, вывод жидкости из колонны осуществляется также, как и ввод – из углубленных переливных карманов (рис. 7.22, *г*). Выводная труба должна быть погружена в жидкость во избежание выхода через нее паров.

При использовании двух- и четырехпоточных сливов жидкость, как правило, отбирают из карманов центральных сливов.

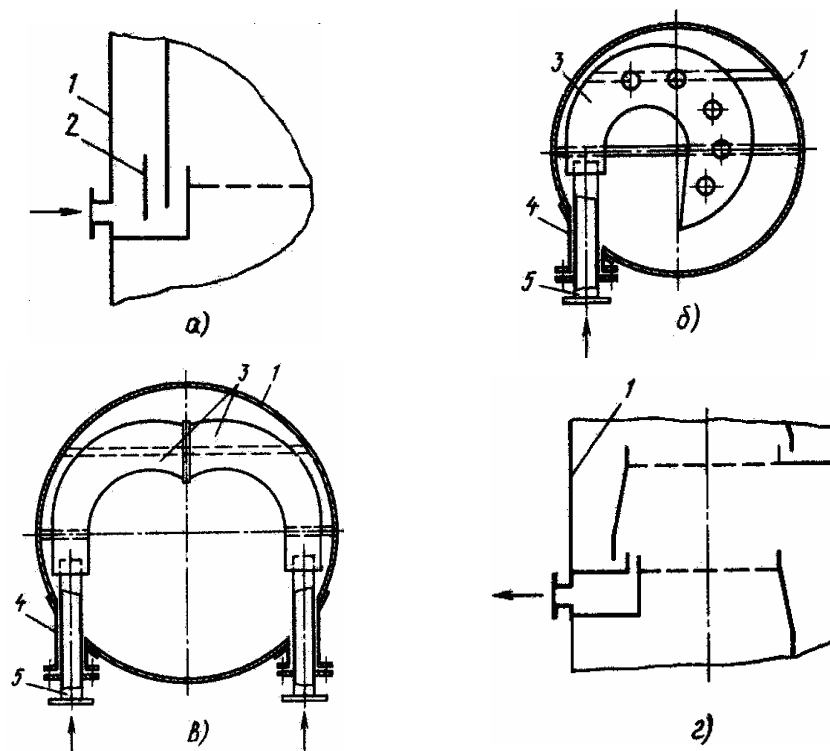


Рис. 7.22. Варианты ввода и вывода продуктов из колонны:

a – конструкция узла ввода жидкого сырья в переливной карман тарелки: 1 – корпус колонны; 2 – отражательная пластина;

б, в – конструкции улиты для ввода сырья в парожидкостном состоянии соответственно одним и двумя потоками: 1 – корпус колонны; 3 – улита; 4 – штуцер ввода сырья в колонну; 5 – защитная гильза;

г – конструкция узла вывода жидкости из углубленного переливного кармана

7.6.2. Устройства для распределения жидкости и пара (газа) в насадочных колоннах, перераспределительные устройства

Основное условие эффективной работы насадочного аппарата – смачивание всей насадки и равномерное распределение жидкой и паровой фазы по сечению аппарата.

Используемые на практике оросители насадочных колонн аналогичны оросителям колонн с тарелками провального типа. В основном это распределительные тарелки, желоба, коллекторы, отражатели, центробежные распылители и форсунки (рис. 7.23 – 7.27).

Перераспределение пара между секциями насадки не требует установки каких-либо устройств: равномерное распределение пара легко достигается в колосниковых решетках под насадкой при условии, что свободное сечение решетки больше аналогичного параметра насадки. На рис. 7.28 показана типовая колосниковая решетка под насадку (кольца Рашига) для колонн диаметром 400 – 4000 мм.

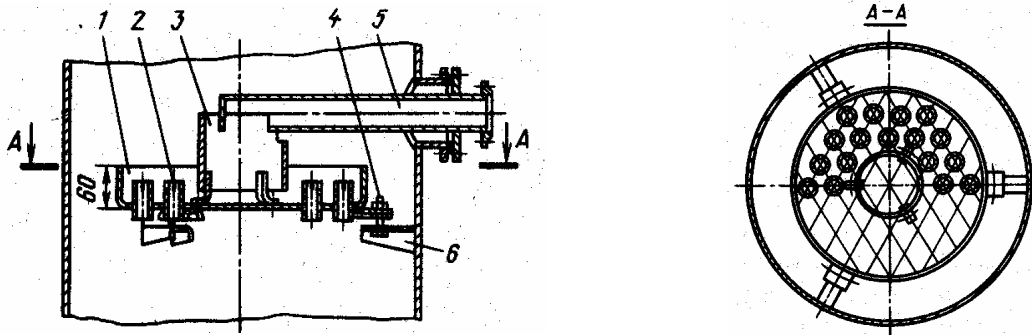


Рис. 7.23. Распределительная тарелка:

1 – основание тарелки; 2 – переливные патрубки; 3 – сливной стакан;
4 – регулировочные винты; 5 – штуцер подачи жидкости на тарелку; 6 – опоры

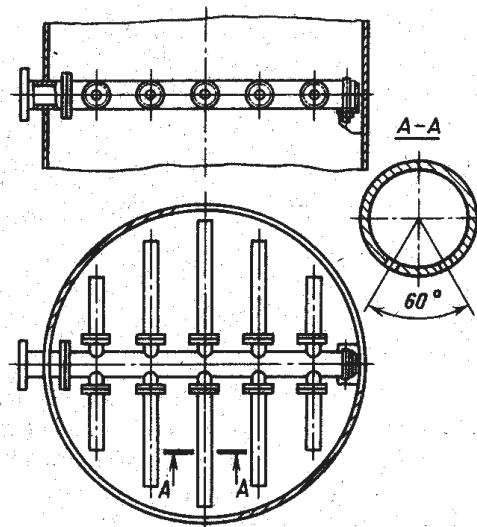


Рис. 7.24. Перфорированный коллектор

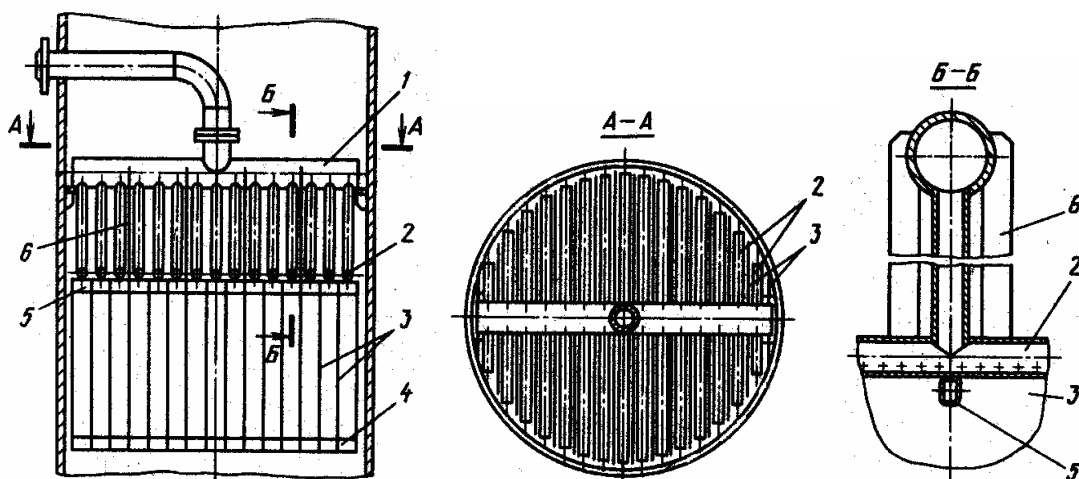


Рис. 7.25. Коллекторно-пластинчатый ороситель для регулярной насадки:

1 – коллектор; 2 – оросительные трубки; 3 – распределительные пластины;
4 – пластина жесткости; 5 – балка; 6 – ребра жесткости

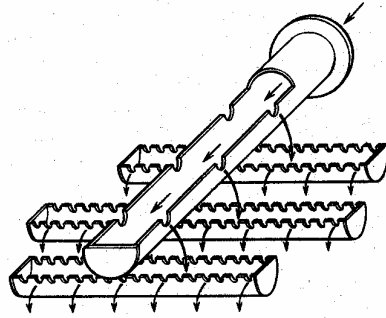


Рис. 7.26. Желобчатый ороситель

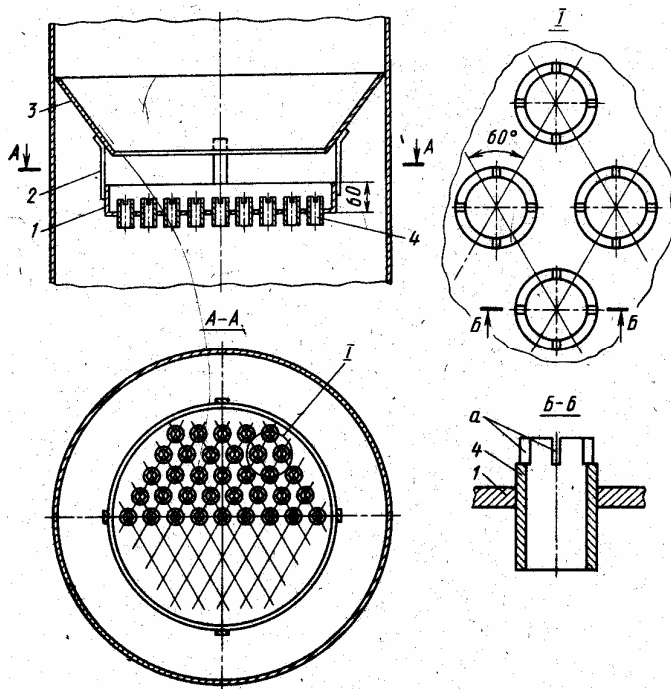


Рис. 7.27. Перераспределительная тарелка для жидкости:

1 – основание тарелки; 2 – подвесы; 3 – направляющий конус; 4 – переливные патрубки

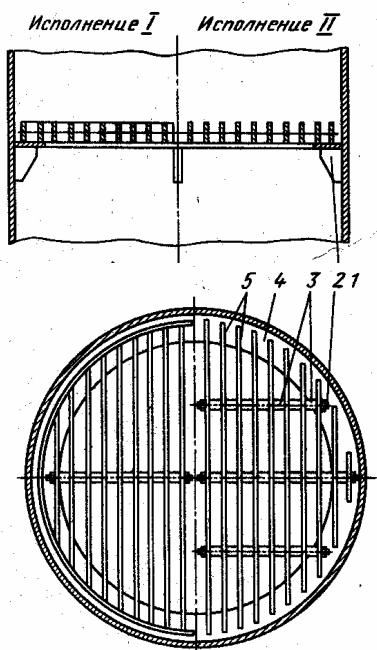


Рис. 7.28. Колосниковая решетка:

1 – опорные ребра; 2 – шпильки; 3 – дистанционные втулки; 4 – опорное кольцо; 5 – колосники.

Исполнение I – цельносварная конструкция.

Исполнение II – разборная конструкция

На рис. 7.29 и 7.30 представлены внутренние устройства массообменных колонн, предназначенные соответственно для удержания слоев структурной насадки и для сбора жидкой фазы в колонне.

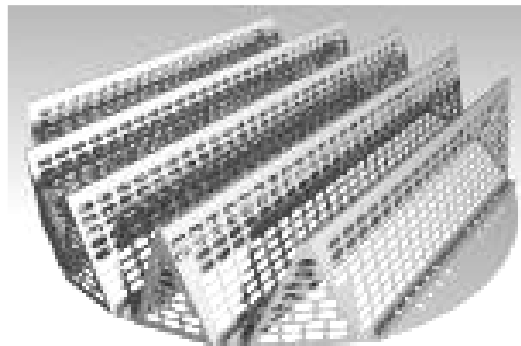


Рис. 7.29. Устройство, предназначенное для удержания слоев структурной насадки

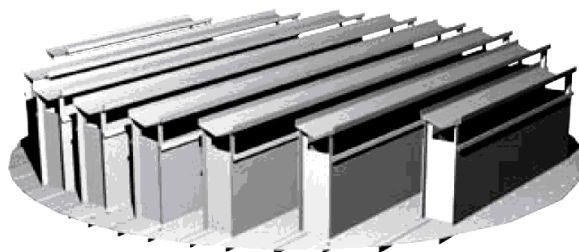
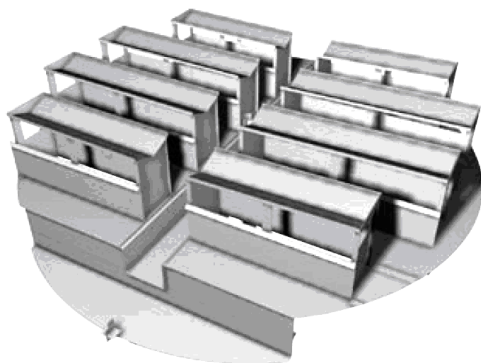


Рис. 7.30. Устройство массообменных колонн для сбора жидкой фазы

7.6.3. Устройства для сепарации газожидкостных потоков

Для исключения уноса жидкости из аппарата в верхней части насадочной колонны, над оросителем, устанавливают сепарационные устройства: инерционные, центробежные или комбинированные сепараторы (отбойники). Чаще для выделения капельной взвеси из газового потока используют инерционные сепараторы или насадку, называемую отбойной, а также слой металлической сетки.

Процесс улавливания капельной влаги слоем насадки происходит за счет укрупнения мельчайших капель, оседающих на поверхности насадки при ударах и поворотах газожидкостного потока, и последующего стекания в виде крупных капель, струй, пленок.

На рис. 7.31, 7.32 показаны некоторые конструкции инерционных отбойников, используемых в колонных аппаратах. Отбойники из пластин и уголков имеют относительно небольшое свободное сечение, поэтому в высокопроизводительных установках их не используют. При большой производительности по газу более эффективны жалюзийные отбойники.

Отбойные устройства, устанавливаемые сверху колонны, должны обладать высокой эффективностью сепарации и надежно работать в широком диапазоне изменения нагрузок по пару.

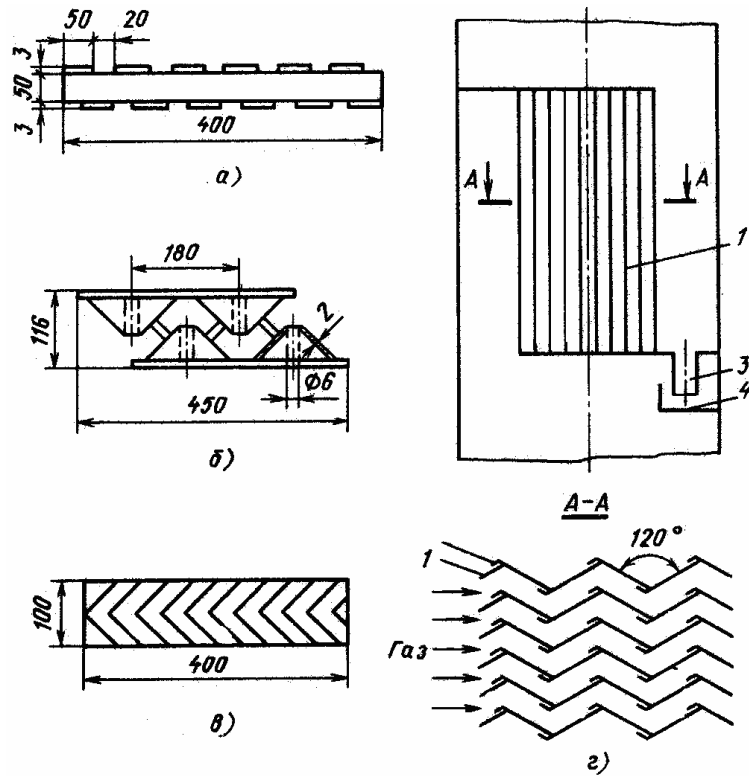


Рис. 7.31. Инерционные отбойники:

а – из пластин; *б, в* – из уголков; *г* – жалюзийный;

1 – гофрированные листы; 2 – карманы для жидкости; 3 – сливная труба; 4 – гидрозатвор

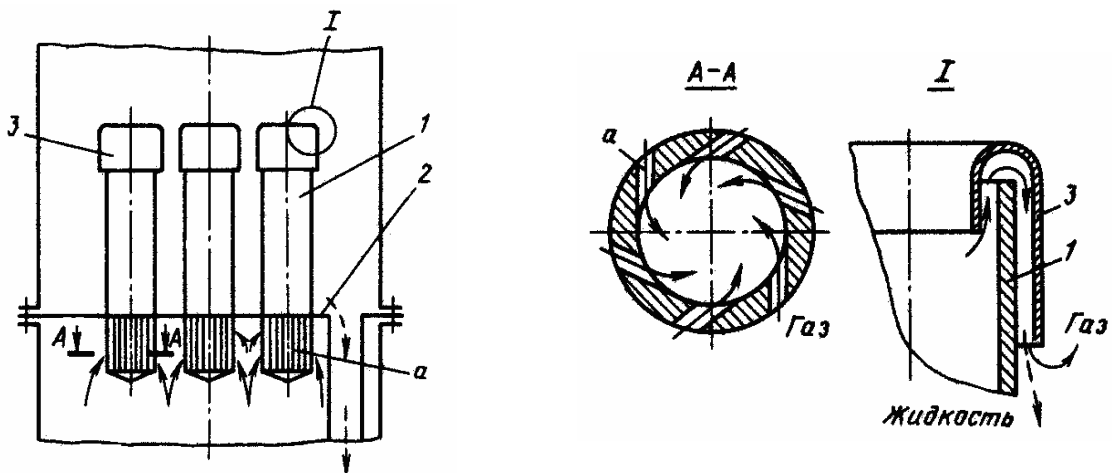


Рис. 7.32. Прямоточно-центробежный сепаратор:

1 – патрубки с прорезями (*а*) в нижней части; 2 – тарелка; 3 – отбойник

У некоторых ректификационных колонн при вводе сырья в питательную секцию поток пара уносит частицы жидкости с нелетучими соединениями: смолами, золой и т.д. При наличии уноса жидкости с тарелки на тарелку нелетучие соединения будут увлекаться потоком пара и транспортироваться им вверх колонны. В итоге нелетучие соединения могут попасть в дистиллят и ухудшить его качество (цвет, коксуемость, содержание золы, металлов и др.). Подобное явление наиболее часто встречается в вакуумных колоннах для перегонки мазута, особенно при работе на форсированных режимах; в некоторых случаях унос жидкости в питательной секции колонны ограничивает производительность колонны.

Отбойные устройства, устанавливаемые в питательной секции колонны, должны обеспечивать достаточно высокую эффективность сепарации, легко подвергаться чистке и ремонту.

В случае, когда колонна должна работать с большими величинами межтарельчатого уноса жидкости, равными оптимальному значению или превышающими его, можно применять межтарельчатые отбойные устройства, позволяющие создать более экономичную конструкцию колонны.

Иногда применение отбойных устройств между тарелками обусловлено спецификой работы или конструкцией колонны. Например, отбойные устройства под каждой тарелкой применяются при необходимости иметь небольшую высоту колонны (при установке колонн в помещении), в колоннах разделения воздуха, где высота колонны лимитируется поверхностью теплообмена.

К отбойным устройствам, устанавливаемым под каждой тарелкой, предъявляются следующие требования: простота конструкции, малый вес, низкая стоимость, легкость монтажа и обслуживания, малое гидравлическое сопротивление и, наконец, достаточная, но не высокая эффективность сепарации при заданных режимах работы.

7.7. Общая схема расчета колонных массообменных аппаратов

Целью расчета массообменного аппарата является определение конструктивных размеров, т.е. высоты и диаметра колонны, гидромеханических и экономических показателей ее работы.

Расчет аппарата рекомендуется проводить в такой последовательности.

Для расчета заданы:

- тип аппарата;
- разделяемая смесь и поглотитель (абсорбент, экстрагент или растворитель, адсорбент);

- производительность;
- концентрации компонентов на входе и выходе из аппарата.

Требуется определить:

- физические параметры смеси;
- расход поглотителя или веса чистых компонентов (уравнение материального баланса);
- движущую силу процесса;
- коэффициенты массоотдачи и массопередачи;
- построить кривую равновесия, рабочую линию и число ступеней изменения концентрации;
- поверхность фазового контакта и конструктивные размеры;
- количество подводимого или отводимого тепла (тепловой баланс);
- гидродинамическое сопротивление аппарата;
- механическую прочность и устойчивость;
- экономические показатели работы колонны.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ И ЗАДАНИЯ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ

ЦЕНТРИФУГИ

Центрифугирование – процесс разделения неоднородных систем в центробежном поле.

Основная часть центрифуги – вращающийся с высокой скоростью цилиндрический барабан-ротор (с перфорированными или сплошными стенками), внутрь которого подается суспензия. Суспензия вращается, и твердые частицы стремятся осесть с ускорением $\omega^2 \cdot R$, где ω – угловая скорость вращения ротора, R – радиус ротора. Суспензия разделяется на осадок и осветленную жидкую фазу – слив (фугат). Интенсивность разделения суспензий определяется фактором разделения $K_p = \frac{\omega^2 \cdot R}{g}$.

Центрифуги классифицируют:

а) по принципу работы:

- отстойные (осадительные);
- фильтрующие (для получения осадка с наименьшей влажностью и для промывки осадка);
- сепараторы (для осветления жидкостей);

б) по характеру работы:

- периодические;
- непрерывные;

в) по расположению вала:

- горизонтальные;
- вертикальные;

г) по выгрузке осадка:

- с ручной выгрузкой;
- с механизированной выгрузкой (шнековая, ножевая, вибрационная);

д) по интенсивности центробежного поля:

- нормальные ($K_p \leq 3500$);
- сверхцентрифуги ($K_p > 3500$).

Автоматические центрифуги периодического действия

К этой группе машин относятся отстойные горизонтальные центрифуги и горизонтальные фильтрующие центрифуги с ножевой выгрузкой осадка.

Отстойная горизонтальная центрифуга периодического действия с ножевой выгрузкой осадка работает по следующему принципу:

- 1) непрерывная подача суспензии и вывод осветленной жидкости;
- 2) прекращение подачи и отжим осадка;
- 3) срез и удаление осадка.

Разделение суспензий в отстойных центрифугах складывается из стадий осаждения твердых частиц на стенках ротора и уплотнения образовавшегося осадка.

Процессы разделения суспензий в отстойниках и отстойных центрифугах существенно различаются. В отстойниках частицы проходят через постоянные по площади поперечные сечения плоского слоя жидкости, а в отстойных центрифугах они перемещаются через возрастающие по площади поперечные сечения кольцевого слоя.

При периодической работе центрифуги ее средняя производительность

$$G_{cp} = \frac{Q_c \cdot \tau_z}{\tau_z + \tau_{om} + \tau_e}, \text{ м}^3/\text{с},$$

где Q_c – расход суспензии, подаваемой в центрифугу во время загрузки, $\text{м}^3/\text{с}$;

$\tau_z, \tau_{om}, \tau_e$ – продолжительность соответственно загрузки, отжима и выгрузки осадка, с.

Расход суспензии ориентировочно может быть определен по уравнению

$$Q_c = 2 \cdot \pi \cdot r_{cp} \cdot L \cdot \omega_{ocp} \cdot \eta_э,$$

где $r_{cp} = \frac{R + r_{\bar{o}}}{2}$ – средний радиус слоя суспензии в роторе, м;

$R, r_{\bar{o}}$ – соответственно наружный и внутренний радиусы слоя суспензии (радиус борта центрифуги), м;

L – длина слоя суспензии в роторе, м;

ω_{ocp} – средняя скорость осаждения частиц, м/с;

$\eta_э$ – коэффициент эффективности разделения: для центрифуг периодического действия $\eta_э = 0,35 \div 0,45$; для центрифуг непрерывного действия $\eta_э = 0,2 \div 0,25$.

Средняя скорость осаждения частиц в центробежном поле $\omega_{o_{cp}}$

$$\omega_{o_{cp}} = \omega_o \cdot K_p = \omega_o \cdot \frac{\omega^2 \cdot r_{cp}}{g},$$

где ω_o – скорость осаждения частиц под действием силы тяжести, м/с.

Скорость осаждения ω_o может быть найдена с помощью графической зависимости $Ly = f(Ar)$.

Критерий Архимеда для заданной крупности разделения записывается в виде

$$Ar = \frac{\delta_k^3 \cdot (\rho_{тв} - \rho_{жс}) \cdot \rho_{жс} \cdot g}{\mu^2},$$

где δ_k – размер частицы, равный заданной крупности разделения, м;

$\rho_{тв}$, $\rho_{жс}$ – плотность соответственно твердой и жидкой фазы, кг/м³;

μ – вязкость жидкости, Па·с.

Скорость осаждения ω_o рассчитывается из выражения для критерия Лященко

$$Ly = \frac{\omega_o^3 \cdot \rho_{жс}^2}{\mu \cdot (\rho_{тв} - \rho_{жс}) \cdot g}.$$

Для практических расчетов при $Ar < 30$ скорость осаждения может быть вычислена по формуле Стокса:

$$\omega_o = \frac{\delta_k^2 \cdot (\rho_{тв} - \rho_{жс}) \cdot g}{18 \cdot \mu}, \text{ м/с.}$$

Для центрифуг типа ОГН, в которых принято заполнять половину рабочего объема ротора, время загрузки $\tau_з$:

$$\tau_з = \frac{1}{2} \cdot \frac{V_p \cdot x_{oc}}{(x_c - x_{\phi}) \cdot Q_c},$$

где $V_p = \pi \cdot (R^2 - r_o^2) \cdot L$ - рабочий объем ротора, м³;

x_{oc} – объемная концентрация твердой фазы в осадке, м³/м³;

x_c – объемная концентрация твердой фазы в суспензии, м³/м³;

x_{ϕ} – объемная концентрация твердой фазы в фугате, м³/м³.

Продолжительность отжима τ_{om} и выгрузки τ_e определяются экспериментально.

Для выбора электродвигателя привода центрифуги необходимо определить наибольшую мощность, потребляемую в отдельные периоды работы.

Наибольшую мощность центрифуга потребляет в период загрузки ротора суспензии и в период выгрузки осадка.

Мощность центрифуги в период загрузки суспензии в ротор

$$N_3 = N_1 + N_2 + N_c,$$

в период выгрузки осадка

$$N_6 = N_1 + N_2 + N_{cp},$$

где N_1 – мощность, затрачиваемая на трение ротора о воздух, кВт;

N_2 – мощность, затрачиваемая на трение в подшипниках, кВт;

N_c – мощность, затрачиваемая на сообщение кинетической энергии суспензии, подаваемой в ротор центрифуги, кВт;

N_{cp} – мощность, потребляемая центрифугой при срезе осадка ножом, кВт.

Мощность N_1 может быть определена по формуле

$$N_1 = 14 \cdot 10^{-6} \cdot (R^4 + r_6^4) \cdot L \cdot \omega^3,$$

где R – наружный радиус ротора, м;

r_6 – радиус борта центрифуги, м;

L – длина ротора, м;

ω – угловая скорость вращения ротора, с^{-1} .

Мощность N_2 , затрачиваемая на трение в подшипниках при загрузке суспензии и при выгрузке осадка, может быть рассчитана по формулам:

$$N_2 = 0,02 \cdot (N_1 + N_c),$$

$$N_2 = 0,02 \cdot (N_1 + N_{cp}).$$

Мощность, затрачиваемую в центрифугах на сообщение кинетической энергии суспензии N_c , для удобства расчетов можно разбить на две составляющие, учитывающие кинетическую энергию, сообщаемую осветленной жидкости $N_{жс}$ и влажному осадку $N_{ос}$,

$$N_c = N_{жс} + N_{ос}.$$

Мощность, затрачиваемая на сообщение кинетической энергии осветленной жидкости, выходящей из ротора центрифуги,

$$N_{жс} = \frac{m_{жс} \cdot w^2}{2 \cdot 10^3 \cdot \tau_3},$$

где $m_{жс}$ – масса жидкости, прошедшей через центрифугу за время τ_3 , кг;
 w – окружная скорость ротора центрифуги, м/с; для фильтрующих центрифуг рассчитывается по наружному радиусу ротора, для отстойных – по радиусу борта центрифуги.

Масса жидкости, прошедшая через центрифугу,

$$m_{жс} = m_c \cdot (1 - x'_c),$$

где m_c – масса суспензии, поступившая в центрифугу за время загрузки τ_3 , кг;

x'_c – массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг.

Масса суспензии связана с массой осадка $m_{ос}$ соотношением

$$m_c = m_{ос} \cdot \frac{1 - y_{ос}}{x'_c},$$

где $y_{ос}$ – влажность осадка, кг/кг.

Масса осадка, заполнившего ротор центрифуги,

$$m_{ос} = V_p \cdot \varphi \cdot \rho_{ос},$$

где V_p – рабочий объем ротора центрифуги, м³;

$\varphi = 0,4 \div 0,6$ – коэффициент заполнения ротора осадком;

$\rho_{ос} = \frac{\rho_{тв} \cdot \rho_{жс}}{\rho_{жс} + (\rho_{тв} - \rho_{жс}) \cdot y_{ос}}$ – плотность влажного осадка, кг/м³.

Время загрузки центрифуги τ_3 :

$$\tau_3 = \frac{m_c}{Q_c \cdot \rho_c},$$

где Q_c – расход суспензии, подаваемой в центрифугу, м³/с;

$\rho_c = \frac{\rho_{тв} \cdot \rho_{жс}}{\rho_{тв} - (\rho_{тв} - \rho_{жс}) \cdot x'_c}$ – плотность суспензии, кг/м³.

Мощность, затрачиваемая на сообщение кинетической энергии образующемуся слою влажного осадка $N_{ос}$, может быть рассчитана по формуле

$$N_{ос} = \frac{J \cdot \omega^2}{2 \cdot 10^3 \cdot \tau_3},$$

где $J = \frac{m_{oc}}{2} \cdot (R^2 + R_{oc}^2)$ – полярный момент инерции массы осадка, кг·м²;

R – внутренний радиус ротора центрифуги, м;

R_{oc} – внутренний радиус слоя осадка, м;

ω – угловая скорость вращения ротора, с⁻¹.

Внутренний радиус слоя осадка может быть найден из уравнения

$$V_{oc} = \frac{m_{oc}}{\rho_{oc}} = \pi \cdot (R^2 - R_{oc}^2) \cdot L,$$

где L – длина ротора, м.

При ориентировочных расчетах мощности, затрачиваемой на сообщение кинетической энергии суспензии, подаваемой в центрифугу, можно пользоваться формулой

$$N_c = \frac{m_c \cdot w^2}{2 \cdot 10^3 \cdot \tau_3}, \text{ кВт.}$$

Мощность, затрачиваемая на срез осадка ножом N_{cp} ,

$$N_{cp} = \frac{P_{cp} \cdot w}{10^3},$$

где $P_{cp} = k \cdot l_1 \cdot \delta_{oc}$ – усилие среза, Н;

k – удельное усилие резания, Н/м²;

l_1 – длина ножа, м;

δ_{oc} – толщина срезаемого слоя осадка, м;

w – максимальная окружная скорость при срезе, м/с.

Толщина срезаемого слоя осадка δ_{oc}

$$\delta_{oc} = \frac{(R - R_{oc}) \cdot 60}{n \cdot \tau_6}, \text{ м,}$$

где n – число оборотов центрифуги в секунду;

τ_6 – время разгрузки центрифуги, с.

Примеры для самостоятельного решения

По исходным данным табл. 1 рассчитать для фильтрующей центрифуги мощность, затрачиваемую на сообщение кинетической энергии суспензии и на срез осадка.

Исходные данные для расчета

№ вар.	Q_c	$\rho_{ж}$	$\rho_{тв}$	x'_c	$y_{ос}$	V_p	φ	D	L	l_1	n	$\tau_г$	$k \cdot 10^{-6}$
1	13,2	1000	1500	0,15	0,14	0,1	0,8	0,8	0,40	0,36	1700	120	2,4
2	9,5	1020	2100	0,12	0,15	0,1	0,75	0,8	0,40	0,36	1700	150	3,7
3	8,8	1000	1800	0,17	0,06	0,1	0,70	0,8	0,40	0,36	1700	180	3,5
4	11,2	1000	2200	0,10	0,12	0,1	0,65	0,8	0,40	0,36	1700	120	4,5
5	5,6	1020	1450	0,45	0,10	0,26	0,65	1,2	0,60	0,56	810	210	2,7
6	14	1050	2300	0,35	0,06	0,26	0,70	1,2	0,60	0,56	810	240	3,5
7	12,3	800	1200	0,25	0,08	0,26	0,65	1,2	0,60	0,56	810	210	2,4
8	5,5	950	1300	0,15	0,14	0,1	0,75	0,8	0,40	0,36	1700	120	3,0
9	22	870	1900	0,40	0,12	0,85	0,65	1,8	0,70	0,66	522	300	2,1
10	25	1000	1350	0,30	0,07	0,85	0,60	1,8	0,70	0,66	522	330	3,8
11	15	930	1200	0,30	0,05	0,85	0,75	1,8	0,70	0,66	720	120	3,5
12	1,5	1000	1500	0,40	0,06	0,015	0,80	0,4	0,25	0,23	2200	90	4,0
13	2,7	980	1100	0,35	0,12	0,015	0,85	0,4	0,25	0,23	1800	60	3,5
14	4,5	1000	1200	0,30	0,10	0,04	0,70	0,6	0,30	0,28	1700	90	2,8
15	3	870	950	0,27	0,07	0,07	0,80	0,6	0,30	0,28	1500	105	3,0

Условные обозначения: Q_c – расход суспензии, подаваемой в центрифугу, м³/ч; $\rho_{ж}$, $\rho_{тв}$ – плотность соответственно жидкости и твердой фазы, кг/м³; x'_c – массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг; $y_{ос}$ – влажность осадка, кг/кг; V_p – рабочий объем ротора центрифуги, м³; φ – коэффициент заполнения ротора; D – диаметр ротора, м; L – длина ротора, м; l_1 – длина ножа для среза осадка, м; n – число оборотов ротора в минуту; $\tau_г$ – время выгрузки осадка, с; k – удельное усилие резания, Н/м².

Центрифуги непрерывного действия со шнековой выгрузкой осадка

Из этой группы машин в химической промышленности наибольшее распространение получили отстойные горизонтальные центрифуги (ОГШ). Выгрузка осадка в таких центрифугах производится шнеком, число оборотов которого отличается от числа оборотов ротора на 1,5 – 2 %.

Энергетический расчет центрифуги сводится к определению следующих составляющих мощности:

- на сообщение массе загружаемой суспензии кинетической энергии N_c ;
- на трение ротора о воздух $N_{тр}^{возд}$;
- на преодоление трения в подшипниках $N_{тр}^{подш}$;
- на перемещение осадка вдоль образующей ротора $N_{ос}$;
- на преодоление трения осадка в лопасти шнека $N_{тр}^{ш}$.

Мощность, затрачиваемая на сообщение массе загружаемой суспензии кинетической энергии,

$$N_c = \frac{Q_c \cdot \rho_c \cdot w^2}{2 \cdot 10^3}, \text{ кВт},$$

где Q_c – расход подаваемой суспензии, м³/с;

ρ_c – плотность суспензии, кг/м³;

w – окружная скорость вращения ротора, м/с,

$$w = \omega \cdot R,$$

где ω – угловая скорость вращения ротора, с⁻¹;

R – внутренний наибольший радиус ротора, м.

Поскольку суспензия проходит вначале через окна барабана шнека, а затем попадает в ротор, мощность N_c складывается из двух составляющих:

$$N_c = N_c^{uu} + N_c^p.$$

Учитывая, что число оборотов шнека отличается от числа оборотов ротора всего на 1,5 – 2 %, мощность N_c^{uu} , затрачиваемую на сообщение кинетической энергии суспензии в шнеке, можно определить по формуле

$$N_c^{uu} = \frac{Q_c \cdot \rho_c \cdot w_{uu}^2}{2 \cdot 10^3} = \frac{Q_c \cdot \rho_c \cdot \omega^2 \cdot r_{uu}^2}{2 \cdot 10^3}, \text{ кВт},$$

где r_{uu} – радиус барабана шнека, м.

Мощность N_c^p , затрачиваемая на сообщение кинетической энергии суспензии в роторе,

$$N_c^p = \frac{Q_c \cdot \rho_c \cdot (w^2 - w_{uu}^2)}{2 \cdot 10^3} = \frac{Q_c \cdot \rho_c \cdot \omega^2 \cdot (R^2 - r_{uu}^2)}{2 \cdot 10^3}, \text{ кВт}.$$

Мощность $N_{mp}^{возд}$, затрачиваемая на трение ротора о воздух, учитывая замкнутый объем ротора, и наличие его конической части, определяется по формуле

$$N_{mp}^{возд} = 14 \cdot 10^{-6} \cdot \omega^3 \cdot R^4 \cdot [l_y + 0,2 \cdot l_k \cdot (1 + a + a^2 + a^3 + a^4)], \text{ кВт}$$

где l_y , l_k – длина соответственно цилиндрической и конической частей ротора, м;

$a = r_1 / R$ – отношение меньшего r_1 и большего R радиусов конической части ротора.

Мощность $N_{mp}^{подш}$, затрачиваемая на трение в подшипниках,

$$N_{mp}^{подш} = \frac{f_{mp} \cdot (P_1 \cdot d_1 + P_2 \cdot d_2) \cdot \omega}{2 \cdot 10^3}, \text{ кВт},$$

где f_{mp} – коэффициент трения в подшипниках;

d_1, d_2 – диаметры шеек вала под подшипниками, м;

P_1, P_2 – динамические нагрузки на опоры, Н.

Динамическая нагрузка на любую опору подшипника

$$P = P_{ст} \cdot \left(1 + 2 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\omega^2 \cdot R}{g} \right),$$

где $P_{ст}$ – статическая нагрузка на данную опору, Н.

Мощность N_{oc} , затрачиваемая на перемещение осадка вдоль образующей ротора,

$$N_{oc} = 1,3 \cdot Q_{тв} \cdot \omega^2 \cdot (\rho_{тв} - \rho_{ж}) \cdot r_{cp} \cdot l_{oc} \cdot (\text{tg } \alpha + \text{tg } \rho), \text{ кВт},$$

где $Q_{тв}$ – объемный расход твердой фазы, поступающей с суспензией в центрифугу, м³/с;

$$r_{cp} = \frac{r_1 + r_2}{2} \text{ – средний радиус зоны осадка, м;}$$

l_{oc} – длина зоны осадка, м;

α – угол наклона образующей ротора, град;

$\text{tg } \rho = 0,4 \div 0,6$ – коэффициент внутреннего трения выгружаемого материала.

Мощность $N_{mp}^{шн}$, затрачиваемая на преодоление трения осадка о лопасти шнека,

$$N_{mp}^{шн} = N_{oc} \cdot \left(1 + \frac{\text{tg } \rho}{\text{tg } \beta} \right), \text{ кВт},$$

где $\text{tg } \rho$ – коэффициент трения осадка о лопасти шнека;

$$\text{tg } \beta = \frac{t}{2 \cdot \pi \cdot r_{cp}} \text{ – тангенс угла наклона спирали шнека;}$$

t – шаг витков шнека, м;

r_{cp} – средний радиус зоны осадка, м.

Примеры для самостоятельного решения

По данным табл. 2 для центрифуги марки ОГШ рассчитать мощность, затрачиваемую на преодоление трения ротора о воздух, перемещение осадка вдоль образующей ротора и преодоление трения осадка о лопасти шнека.

Таблица 2

Исходные данные для расчета

№ вар.	D	d_1	$l_{ц}$	$l_{к}$	$l_{ос}$	n	t	$Q_{тв}$	$\rho_{тв}$	$\rho_{жс}$	$\text{tg } \rho$	$\text{tg } \beta$
1	0,80	0,45	0,30	1,0	0,60	200	0,250	2,50	1500	1000	0,40	0,30
2	0,80	0,45	0,30	1,0	0,65	200	0,250	3,00	1600	870	0,45	0,40
3	0,80	0,45	0,30	1,0	0,45	200	0,250	4,00	1200	900	0,50	0,45
4	0,63	0,26	–	1,0	0,45	470	0,140	2,50	1300	1000	0,44	0,40
5	0,63	0,26	–	1,0	0,55	400	0,140	1,50	1400	970	0,56	0,53
6	0,63	0,26	–	1,0	0,40	300	0,140	3,00	1100	850	0,60	0,55
7	0,50	0,23	0,27	0,53	0,37	650	0,063	1,20	1200	1000	0,55	0,50
8	0,50	0,23	0,27	0,53	0,40	600	0,063	1,50	1500	1000	0,50	0,47
9	0,50	0,23	0,27	0,53	0,35	500	0,063	0,80	1100	800	0,47	0,45
10	0,35	0,21	0,27	0,48	0,35	900	0,060	0,70	1050	850	0,35	0,33
11	0,35	0,21	0,27	0,48	0,25	800	0,060	0,80	1200	1000	0,47	0,44
12	0,35	0,21	0,27	0,48	0,30	700	0,060	0,65	1300	1050	0,52	0,50
13	0,35	0,19	0,23	0,30	0,21	500	0,100	0,40	1150	1000	0,45	0,40
14	0,35	0,19	0,23	0,30	0,21	500	0,100	0,35	1250	1050	0,38	0,35
15	0,35	0,19	0,23	0,30	0,21	500	0,100	0,45	1100	950	0,62	0,55

Условные обозначения: D – наибольший диаметр ротора, м; d – наименьший диаметр ротора, м; $l_{ц}$, $l_{к}$, $l_{ос}$ – длина соответственно цилиндрической, конической части ротора, зоны осадка, м; n – число оборотов ротора в минуту; t – шаг витков шнека, м; $Q_{тв}$ – объемный расход твердой фазы, м³/ч; $\rho_{тв}$, $\rho_{жс}$ – плотность соответственно твердой и жидкой фазы суспензии, кг/м³.

Центрифуги непрерывного действия с выгрузкой осадка пульсирующим поршнем (толкателем)

Фильтрующие центрифуги (тип ФГП) применяются в основном для обработки суспензий, содержащих крупно- и среднезернистые материалы, дробление которых должно быть минимальным. Методика расчета центрифуг типа ФГП не отличается от методики расчета центрифуг с ножевым съемом осадка. Дополнительным конструктивным элементом центрифуги, требующим отдельных расчетов, является толкатель.

Усилие, необходимое для выталкивания осадка из центрифуги, определяется силой трения P_{mp} материала о фильтрующую поверхность ротора:

$$P_{mp} = P_u \cdot f_{mp} = m_{oc} \cdot \omega^2 \cdot R \cdot f_{mp},$$

где $P_u = m_{oc} \cdot \omega^2 \cdot R$ – центробежная сила, прижимающая осадок к стенке ротора, Н;

m_{oc} – масса осадка, кг;

ω – угловая скорость вращения ротора, c^{-1} ;

R – радиус фильтрующей поверхности ротора, м;

f_{mp} – коэффициент трения материала.

Значения коэффициентов трения для некоторых материалов приведены в табл. 3.

Таблица 3

Коэффициенты трения осадка

Материал	Коэффициент трения f_{mp}	Материал	Коэффициент трения f_{mp}
Сульфат аммония	0,53	Бикарбонат натрия	0,51
Натриевая селитра	0,34	Угольный шлам	0,32
Хлористый натрий	0,33	Бумажная масса	1

Мощность, затрачиваемая на выталкивание осадка,

$$N_{oc} = \frac{P_{mp} \cdot \omega_m}{10^3}, \text{ кВт},$$

где $\omega_m = \frac{S'}{\tau_p}$ – скорость перемещения осадка, м/с;

$S' = S \cdot a$ – максимально возможное перемещение осадка за один ход толкателя, м;

$a = 0,75 \div 1$ – коэффициент сжимаемости осадка;

$\tau_p = \frac{60}{(1 + \Delta) \cdot n_m}$ – время рабочего хода толкателя, с;

n_m – число ходов толкателя в минуту;

$\Delta = \frac{\tau_x}{\tau_p} = 0,8 \div 1$ – отношение времени холостого и рабочего ходов.

В зависимости от размеров центрифуги длина хода толкателя может достигать 40 – 50 мм при числе ходов до 15 – 46 в минуту.

Примеры для самостоятельного решения

По данным табл. 4 рассчитать мощность, затрачиваемую на выталкивание осадка из центрифуги типа ФГП.

Таблица 4

Исходные данные для расчета

№ вар.	D	L	n	S	n_m	δ_{oc}	ρ_{oc}	f_{mp}
1	800	400	300	40	20	40	1100	0,35
2	800	400	600	35	15	35	1050	0,53
3	800	400	1000	40	17	35	1125	0,48
4	600	230	1000	25	25	35	1200	0,32
5	600	250	800	30	20	30	1150	0,30
6	600	250	1200	40	15	35	1070	0,34
7	700	300	850	45	20	50	1160	0,75
8	700	300	1000	35	25	45	1080	0,60
9	400	200	1000	25	20	35	1250	0,52
10	1200	500	750	35	15	65	1150	0,47
11	600	250	980	40	15	30	1070	0,35
12	400	200	1200	35	20	30	1200	0,40
13	700	300	900	40	20	40	1100	0,65
14	1200	500	600	45	12	70	1080	0,53
15	400	200	1100	30	15	35	1120	0,44

Условные обозначения: D – диаметр ротора центрифуги, мм; L – длина ротора, мм; n – число оборотов ротора в минуту; S – длина хода толкателя, мм; n_m – число ходов толкателя в минуту; δ_{oc} – толщина слоя осадка, мм; ρ_{oc} – плотность осадка, кг/м³; f_{mp} – коэффициент трения осадка.

РЕАКТОРЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Реакторы периодического действия

Основным условием целесообразности применения реакторов периодического действия является большая продолжительность времени реакции.

Временной коэффициент полезного действия периодически действующего ректора

$$\eta_{\tau} = \frac{\tau_p}{\tau_y} = \frac{\tau_p}{\tau_p + \tau_e}$$

будет достаточно высоким, если $\tau_p \gg \tau_6$,

где τ_p – продолжительность реакции;

τ_u – общее время цикла работы реактора;

τ_6 – вспомогательное время работы реактора,

$$\tau_6 = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4 + \tau_5,$$

где τ_1 – время подготовки реактора к новому циклу;

τ_2 – время заполнения реактора;

τ_3 – время нагрева реактора и реакционной массы;

τ_4 – время охлаждения реактора и реакционной массы;

τ_5 – время удаления реакционной массы из реактора.

Расчет реакторов сводится к определению числа аппаратов m при заданном их объеме V_p , обеспечивающих суточную объемную производительность G_c , или к определению необходимого объема аппарата при заданном m . Связь между указанными величинами выражается уравнением

$$V_p = \frac{G_c \cdot (1 + a) \cdot \tau_u}{24 \cdot m \cdot \varphi},$$

где a – коэффициент запаса производительности, $a = 0,15 \div 0,20$;

φ – коэффициент заполнения реактора, $\varphi = 0,7 \div 0,8$ – при обработке непенящихся жидкостей; $\varphi = 0,4 \div 0,6$ – при обработке пенящихся жидкостей.

Основной составляющей продолжительности цикла работы реактора является время реакции, зависящее от скорости реакции.

Продолжительность реакции τ_p до заданной степени превращения вещества $x = \frac{c_H - c_K}{c_H}$ рассчитывается по уравнениям:

– для реакции нулевого порядка $\tau_p = \frac{c_H - c_K}{k}$;

– для реакции первого порядка $\tau_p = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{c_H}{c_K}$;

– для реакции второго порядка $\tau_p = \frac{1}{k} \cdot \frac{c_H - c_K}{c_H \cdot c_K}$,

где c_H, c_K – концентрация соответственно начальная и конечная реагирующего вещества;

k – константа скорости реакции.

Время подготовки реактора к новому циклу задается регламентом и лежит в пределах $\tau_1 = 10 \div 60$ мин.

Длительность заполнения реактора жидкостью можно рассчитать по формуле

$$\tau_2 = \frac{V_{жс}}{V_{нс}} = \frac{V_p \cdot \phi}{V_{нс}},$$

где $V_{жс}$ – объем жидкости в реакторе, м³;

$V_{нс}$ – производительность насоса, подающего жидкость в реактор, м³/с.

Время удаления реакционной массы из реактора τ_5 зависит от способа выгрузки из него прореагировавшей жидкости и ориентировочно может быть рассчитана по следующим формулам.

При опорожнении реактора через трубу передавливания время выгрузки составит

$$\tau_5 = \frac{900 \cdot V_{жс}}{D^2},$$

где D – диаметр сосуда, м.

При опорожнении реактора через нижний сливной штуцер

$$\tau_5 = 1,1 \cdot 10^3 \cdot \frac{V_{жс}}{H_{жс}^{0,5} \cdot D^2},$$

где $H_{жс}$ – начальная высота уровня жидкости в аппарате, м.

Продолжительность разогрева τ_3 и охлаждения τ_4 аппарата при известной теплообменной поверхности реактора F может быть рассчитана по формуле

$$\tau_{3,4} = \frac{Q'_{3,4}}{F \cdot K_{3,4} \cdot (\Delta t_{cp})_{3,4}}, \text{ с},$$

где $Q'_{3,4}$ – количество теплоты, затрачиваемой на нагревание или охлаждение реакционной массы и реактора, Дж;

F – поверхность рубашки, м²;

$K_{3,4}$ – коэффициент теплопередачи при нагревании или охлаждении, Вт/(м²·град);

$(\Delta t_{cp})_{3,4}$ – средняя разность температур при нагревании или охлаждении, град.

$$Q'_{3,4} = (m_p \cdot c_p + m_{жс} \cdot c_{жс}) \cdot \Delta t_{3,4},$$

где $m_p, m_{ж}$ – масса соответственно реактора и загруженной в него жидкости, кг;

$c_p, c_{ж}$ – удельная теплоемкость материала реактора и жидкости, Дж/(кг · град).

Разности температур в процессе нагревания Δt_3 или охлаждения Δt_4 будут следующими:

$$\Delta t_3 = t_p - t_n, \quad \Delta t_4 = t_p - t_k,$$

где t_p – температура реакции, град;

t_n – начальная температура реакционной массы, загруженной в реактор, град;

t_k – конечная температура реакционной массы, выгружаемой из реактора, град.

Массу реактора ориентировочно можно определить по формуле

$$m_p = 230 \cdot p \cdot D^3, \text{ кг,}$$

где p – избыточное давление в реактора, МПа;

D – диаметр реактора, м.

Так как при нагреве или охлаждении температура реакционной массы изменяется во времени, средняя разность температур Δt_{cp} рассчитывается по условиям нестационарного процесса теплообмена.

При нагреве аппарата теплоносителем конечная температура которого возрастает во времени:

$$(\Delta t_{cp})_3 = \frac{t_p - t_n}{\ln \frac{\theta_1 - t_n}{\theta_1 - t_p}} \cdot \frac{A - 1}{A \cdot \ln A}, \text{ } ^\circ\text{C,}$$

где $A = \frac{\theta_1 - t_p}{\theta_2 - t_p},$

θ_1, θ_2 – соответственно начальная и конечная температура хладагента, подаваемого в теплообменный элемент реактора.

Если температура теплоносителя постоянна в процессе нагрева (обогрев конденсирующимся паром), $(\Delta t_{cp})_3$ рассчитывается как средняя арифметическая или логарифмическая разность температур.

При охлаждении реактора хладагентом, конечная температура которого изменяется во времени, средняя разность температур будет

$$(\Delta t_{cp})_4 = \frac{t_p - t_k}{\ln \frac{t_p - \theta_1}{t_k - \theta_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \cdot \ln A}, \text{ } ^\circ\text{C},$$

где $A = \frac{t_k - \theta_1}{t_k - \theta_2}$.

У аппаратов (типа котлов) с рубашками теплообменная поверхность

$$F = \pi \cdot D \cdot H_p + F_{\text{дн}},$$

где H_p – высота цилиндрической части аппарата, заключенной в рубашку, м;
 $F_{\text{дн}}$ – внутренняя поверхность днища, м².

Высота H_p может быть найдена из выражения

$$H_p = H \cdot \phi',$$

где H – высота цилиндрической части аппарата, м;

$$\phi' = \frac{\phi - V_{\text{дн}}/V_p}{1 - V_{\text{дн}}/V_p} \text{ – коэффициент заполнения цилиндрической части}$$

аппарата;

$V_{\text{дн}}, V_p$ – соответственно объем днища и рабочий объем аппарата, м³.

Поверхность теплообменных элементов реактора, обеспечивающая отвод (подвод) реакционного тепла, определяется по формуле

$$F = \frac{Q_p}{K \cdot \Delta T_{cp}}.$$

Общее количество тепла, выделившегося за время реакции τ_p , в общем случае рассчитывается по формуле

$$Q_p = V_p \cdot \phi \cdot \rho \cdot q \cdot r,$$

где q – удельная теплота реакции, кДж/кг;

r – скорость реакции.

Общее количество хладагента, необходимого для отвода реакционного тепла, выделившегося за время τ_p , определяется как

$$G_a = \frac{Q_p}{c \cdot (\theta_2 - \theta_1)}, \text{ кг},$$

где c – теплоемкость хладагента, Дж/(кг·град).

Примеры для самостоятельного решения

По данным, приведенным в табл. 5, рассчитать необходимую поверхность теплообмена для проведения реакции в аппарате периодического действия типа котла и сопоставить ее с фактической поверхностью, образованной рубашкой.

Таблица 5

Исходные данные для расчета

№ вар.	G_c	n	τ_g	k	m	q	T_p	x	ρ	K
1	24,0	1	2,5	0,50	5	394	368	0,95	850	350
2	13,5	1	3,0	0,20	3	302	383	0,80	920	195
3	18,5	0	4,0	0,87	4	155	413	0,87	1020	120
4	55,0	2	2,7	0,78	2	117	390	0,93	890	220
5	21,5	2	4,3	0,63	4	67	405	0,97	1120	112
6	25,0	1	4,5	0,22	3	226	418	0,96	910	280
7	23,0	0	3,5	0,11	5	1550	383	0,85	870	300
8	42,0	2	3,7	1,10	4	134	376	0,93	975	190
9	48,0	2	4,0	0,26	3	125	378	0,70	910	207
10	21,0	1	4,2	0,23	2	63	398	0,91	1015	105
11	51,0	1	2,8	0,28	4	92	404	0,88	950	225
12	12,0	0	4,0	0,72	5	1880	358	0,93	840	285
13	16,0	2	3,5	1,90	4	84	383	0,95	925	570
14	13,5	1	4,2	0,18	3	168	393	0,92	870	400
15	20,0	2	3,8	0,48	3	46	398	0,85	950	255

Условные обозначения: G_c – суточная производительность аппарата, м³/сут; n – порядок реакции; τ_g – вспомогательное время работы реактора, ч; k – константа скорости реакции, ч⁻¹; m – число реакторов; q – удельная теплота реакции, кДж/кг; T_p – температура реакции, К; x – степень превращения реагирующего вещества при начальной его концентрации $c_0=1$; ρ – плотность реакционной массы, кг/м³; K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·град).

Реакторы непрерывного действия

В реакторах непрерывного действия подвод компонентов и отвод реакционной массы осуществляется непрерывно.

В основу расчета реакторов заложен принцип работы аппаратов идеального смешения, заключающийся в том, что в данный момент времени в любом месте объема жидкости и на выходе из реактора концентрации реагирующих веществ одинаковы.

Время реакции, необходимое для изменения концентрации реагирующего вещества A от c_{A_n} до c_{A_k} рассчитывается:

$$\tau_p = \frac{c_{A_n} - c_{A_k}}{r_p},$$

где r_p – скорость реакции, кмоль/(м³·с),

$$r_p = k_p \cdot c_A^{n_A} \cdot c_B^{n_B},$$

c_A, c_B – концентрации реагирующих веществ в системе, кмоль/м³;

τ_p – продолжительность реакции, с.

Среднее время пребывания жидкости в реакторе можно определить по формуле

$$\tau = \frac{V_{ж}}{Q},$$

где $V_{ж}$ – объем жидкости в аппарате, м³;

Q – расход жидкости через аппарат, м³/с.

Каскад реакторов непрерывного действия рассчитывается обычно при условии, что объемы и плотности жидкости в каждом реакторе одинаковы, т.е. $V_{ж1} = V_{ж2} = V_{ж3} = \dots$ и $\rho_{ж1} = \rho_{ж2} = \rho_{ж3} \dots$.

При этих условиях время пребывания в любом реакторе каскада будет характеризоваться уравнением

$$\frac{c_{A_n} - c_{A_1}}{r_{p1}} = \frac{c_{A_1} - c_{A_2}}{r_{p2}} = \frac{c_{A_2} - c_{A_3}}{r_{p3}} = \dots = \frac{V_{ж}}{Q},$$

концентрации $c_{A_1}, c_{A_2}, c_{A_3}, \dots$, а соответственно и r_{p1}, r_{p2} и r_{p3} при решении которого устанавливаются итерационным методом.

Начальные концентрации реагирующих веществ на входе в реактор рассчитываются по следующим формулам:

$$c_{A_n} = \frac{c_A \cdot Q_A}{Q_A + Q_B}, \quad c_{B_n} = \frac{c_B \cdot Q_B}{Q_A + Q_B},$$

где c_A и c_B – концентрации веществ A и B в исходных растворах, кмоль/м³;

Q_A, Q_B – расходы растворов, м³/с.

Если кривая кинетики реакции $r_p = f(c)$ не имеет экстремумов, каскад реакторов можно рассчитать графическим методом, сущность которого сводится к следующему.

1. По уравнению $r_p = k_p \cdot c_A^{n_A} \cdot c_B^{n_B}$ строится кривая $r_p = f(c)$.
2. Под кинетической кривой, начиная с концентрации c_H , вписываются ступени изменения скорости реакции так, чтобы вертикаль последней ступени расположилась слева от конечной концентрации c_K .
3. Угол α подбирается так, чтобы в пределах указанных концентраций уложилось 3-5 ступеней, число которых и равно необходимому количеству реакторов в каскаде.
4. При гидромеханических и тепловых расчетах каждого реактора каскада свойства жидкостей принимаются при соответствующих концентрациях $c_1, c_2, c_3 \dots$ в данном аппарате.

Перемешивающие устройства

На практике наиболее распространены механические перемешивающие устройства. Они состоят из трех основных частей:

- мешалки, являющейся рабочим элементом устройства;
- вертикального, горизонтального или наклонного вала, на котором закреплена мешалка;
- привода, с помощью которого вал приводится в движение.

Мощность электродвигателя (привода мешалки) рекомендуется рассчитывать по формуле

$$N_э = \frac{k_1 \cdot k_2 \cdot N + N_{yn}}{\eta},$$

где $k_1 = H_{жс}/D$ – коэффициент, учитывающий заполнение сосуда перемешиваемой средой;

$H_{жс}$ – высота слоя жидкости в аппарате, м;

D – диаметр аппарата, м;

k_2 – коэффициент, учитывающий увеличение потребляемой мощности при пуске или при повышении сопротивления среды в процессе перемешивания; для большинства случаев $k_2 = 1$;

N – мощность, затрачиваемая на перемешивание, Вт;

N_{yn} – мощность, теряемая в уплотнении, Вт;

$\eta = 0,85 \div 0,9$ – коэффициент полезного действия привода.

Мощность, затрачиваемая на перемешивание,

$$N = K_N \cdot \mu \cdot n^2 \cdot d^3,$$

где K_N – критерий мощности;

μ – вязкость перемешиваемой среды, Па · с;

n – число оборотов мешалки в секунду;

d – диаметр, описываемый мешалкой, м.

Частные выражения для расчета критерия мощности для мешалок различных типов имеют следующий вид.

Мешалка 2-лопастная при $Re_{\text{цб}} = 10^4 - 10^7$.

$$K_N = 2,21 \cdot Re_{\text{цб}}^{0,86} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{1,1} \cdot \left(\frac{h}{d}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{H_{\text{жс}}}{d}\right)^{0,6},$$

где $Re_{\text{цб}} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$.

Мешалка 4-лопастная (угол наклона лопастей 45° при $Re_{\text{цб}} > 4 \cdot 10^4$).

В сосуде без перегородок:

– при движении жидкости вниз

$$K_N = 1,09 \cdot Re_{\text{цб}}^{0,91} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,31};$$

– при движении жидкости вверх

$$K_N = 1,58 \cdot Re_{\text{цб}}^{0,88} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,26}.$$

В сосуде с перегородками:

– при движении жидкости вниз

$$K_N = 0,541 \cdot Re_{\text{цб}} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,55};$$

– при движении жидкости вверх

$$K_N = 0,79 \cdot Re_{\text{цб}} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,5}.$$

Мешалка 4-лопастная (лопасти вертикальные) при $Re_{\text{цб}} > 4 \cdot 10^4$):

– в сосуде без перегородок:

$$K_N = 11,1 \cdot Re_{\text{цб}}^{0,77};$$

– в сосуде с перегородками:

$$K_N = 5,55 \cdot \text{Re}_{\omega\bar{\omega}}^{0,9}.$$

Мешалка якорная (рамная) при $\text{Re}_{\omega\bar{\omega}} = 10^2 \div 3 \cdot 10^5$.

$$K_N = C \cdot \text{Re}_{\omega\bar{\omega}}^{0,77} \cdot \frac{h}{d},$$

где $C = 7,9$ – для мешалки без горизонтальных лопастей;

$C = 10,3$ – с одной горизонтальной лопастью;

$C = 12$ – с двумя горизонтальными лопастями.

Для расчета мощности, потребляемой рамными мешалками, достаточно точных формул нет.

При ориентировочных расчетах можно пользоваться формулами для расчета якорных мешалок.

Мешалка 3-лопастная пропеллерная.

В сосуде без перегородок:

– при $\text{Re}_{\omega\bar{\omega}} = 10^2 \div 10^4$

$$K_N = 0,56 \cdot \text{Re}_{\omega\bar{\omega}}^{0,81} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,98};$$

– при $\text{Re}_{\omega\bar{\omega}} > 10^4$

$$K_N = 0,146 \cdot \text{Re}_{\omega\bar{\omega}}^{0,96} \cdot Fr_{\omega}^b \cdot \left(\frac{t}{d}\right)^{1,22} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,91},$$

где $Fr_{\omega} = \frac{n^2 \cdot d}{g}$, $b = \frac{x - \lg \text{Re}_{\omega\bar{\omega}}}{18}$.

Значение коэффициента x принимается по табл. 6 в зависимости от отношения D/d .

Таблица 6

D/d	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
x	2,8	2,5	2,1	1,5	0,7

В сосуде с перегородками:

– при $\text{Re}_{\omega\bar{\omega}} > 10^4$

$$K_N = 0,253 \cdot \text{Re}_{\omega\bar{\omega}} \cdot \left(\frac{t}{d}\right)^{1,7} \cdot \left(\frac{b}{d}\right)^{0,3} \cdot z_2^{0,43},$$

где z_2 – число перегородок в сосуде.

Мешалка турбинная, открытая без направляющего аппарата при $Re_{цб} > 10^4$.

В сосуде без перегородок, мешалка с плоскими лопастями

$$K_N = 3,58 \cdot Re_{цб}^{0,96} \cdot Fr_u^b \cdot \left(\frac{b}{d}\right)^{1,5} \cdot z_1^{0,8},$$

где z_1 – число лопастей мешалки;

$$b = \frac{1 - \lg Re_{цб}}{40}.$$

В сосуде с перегородками

$$K_N = C \cdot Re_{цб} \cdot \left(\frac{l}{d}\right)^{1,5} \cdot \left(\frac{b}{d}\right)^{0,3} \cdot z_1^{0,8} \cdot z_2^{0,43},$$

где $C = 9,4$ – лопасти мешалки плоские;

$C = 7,27$ – лопасти мешалки изогнутые.

Мешалка турбинная закрытая, с шестью изогнутыми лопатками, направляющий аппарат с 20 лопатками при $Re_{цб} > 10^4$

$$K_N = 1,95 \cdot Re_{цб}.$$

Мощность, теряемая на трение в сальниковом уплотнении,

$$N_{yn} = 9,84 \cdot (p + 0,98 \cdot 10^5) \cdot f_m \cdot l_c \cdot n \cdot d_g^2,$$

где p – избыточное давление в аппарате, Па;

f_m – коэффициент трения набивки сальника;

l_c – длина набивки сальника, м;

n – число оборотов мешалки в секунду;

d_g – диаметр вала мешалки, м.

Примеры для самостоятельного решения

Рассчитать мощность электродвигателя мешалки, работающей при условиях, заданных в табл. 7.

Условные обозначения: D – диаметр аппарата, м; H – высота аппарата, м; $H_{жс}$ – высота слоя жидкости в аппарате, м; w – окружная скорость мешалки, м/с; ρ – плотность перемешиваемой жидкости, кг/м³; μ – вязкость перемешиваемой жидкости, Па·с; d_g – диаметр вала мешалки, м; p – избыточное давление в аппарате, Па.

Таблица 7

Исходные данные для расчета

№ вар.	Тип мешалки	D	H	H _{жс}	w	ρ	μ	d _в	p · 10 ⁻⁵	Особые условия
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	двухлопастная	0,7	1,1	0,9	2,8	1150	0,018	0,040	3	$\frac{d}{D} = 0,6; \frac{h}{d} = 0,25$
2	-«-	0,6	0,9	0,7	3,1	970	0,025	0,030	8	$\frac{d}{D} = 0,7; \frac{h}{d} = 0,2$
3	четырёхлопастная	1,2	1,4	1,2	2,5	800	0,038	0,045	5	$\frac{d}{D} = 0,3; \alpha = 45^\circ$; сосуд без перегородок, движение вверх
4	-«-	1,0	1,5	1,3	2,8	870	0,045	0,045	6	$\frac{d}{D} = 0,35; \alpha = 40^\circ$; сосуд без перегородок, движение вниз
5	-«-	1,0	1,4	1,2	2,8	890	0,048	0,045	3	$\frac{d}{D} = 0,35; \alpha = 45^\circ$; сосуд с перегородками, движение вверх
6	якорная	1,6	1,8	1,5	2,0	940	2,0	0,060	4	$\frac{h}{d} = 0,93; \delta = 40$ мм; одна горизонтальная лопасть
7	-«-	1,8	2,0	1,6	1,5	1100	1,5	0,065	7	$\frac{h}{d} = 0,9; \delta = 25$ мм; две горизонтальные лопасти

Окончание табл. 7

<i>I</i>	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
8	якорная	1,2	1,1	0,9	1,3	950	3,0	0,040	9	$\frac{h}{d} = 0,67$; $\delta = 40$ мм; без горизонтальных лопастей
9	-«-	1,0	1,5	1,2	1,4	870	4,0	0,040	16	$\frac{h}{d} = 1,1$; $\delta = 25$ мм; две горизонтальные лопасти
10	-«-	1,6	1,9	1,6	1,3	930	2,8	0,060	18	$\frac{h}{d} = 0,95$; $\delta = 40$ мм; две горизонтальные лопасти
11	турбинная открытая	1,2	1,2	1,0	7,8	1120	0,046	0,030	5	плоские лопасти, сосуд без перегородок, $z_1 = 6$
12	-«-	1,4	1,5	1,3	6,8	1060	0,05	0,040	4	плоские лопасти, сосуд с перегородками, $z_1 = 8$, $z_2 = 6$
13	-«-	1,0	1,4	1,1	6,0	950	0,047	0,030	7	изогнутые лопасти, сосуд с перегородками, $z_1 = 6$, $z_2 = 6$
14	пропеллерная	1,2	1,5	1,2	8,0	970	1,5	0,030	3	$\frac{D}{d} = 3$; сосуд без перегородок
15	-«-	1,4	1,6	1,3	8,5	860	1,2	0,040	5	$\frac{t}{d} = 1,5$; $\frac{d}{D} = 0,25$; сосуд без перегородок

ПЕЧИ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Трубчатая печь является аппаратом, предназначенным для передачи нагреваемому продукту тепла, выделяющегося при сжигании топлива, непосредственно в этом же аппарате.

Трубчатые печи широко распространены в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, они являются составной частью многих установок и применяются в различных технологических процессах, таких, как перегонка нефти, каталитический крекинг и риформинг, гидроочистка, очистка масел и др.

Трубчатые печи получили широкое распространение благодаря следующим своим особенностям. Их работа основывается на принципе однократного испарения, что обеспечивает либо более глубокий отгон при данной конечной температуре нагрева сырья, либо заданный отгон при более низкой температуре нагрева. Они обладают высокой тепловой эффективностью, т.к. в дополнение к основной части тепла, которая передается излучением, существенная часть передается конвекцией вследствие сравнительно высокой скорости движения дымовых газов. Помимо этого, трубчатые печи являются компактными аппаратами, их коэффициент полезного действия высок, они могут обеспечивать высокую тепловую мощность. Продолжительность пребывания нагреваемого сырья в зоне высоких температур не превышает нескольких минут, что уменьшает возможность его разложения и коксоотложения в трубах, вследствие чего при необходимости сырье можно нагревать до более высокой температуры. Печи удобны в эксплуатации, позволяют осуществить автоматизацию.

Последовательность расчета печи

1. Рассчитывают процесс горения топлива.
2. Определяют КПД печи, ее полезную и полную тепловую мощность, расход топлива.
3. Определяют поверхность нагрева радиантных (экранных) труб и основные размеры камеры радиации (топки). Расчет ведут по схеме:
 - а) задаются температурой дымовых газов на выходе из топки и находят количество радиантного тепла (прямую отдачу топки);
 - б) принимают теплонапряжение радиантных труб и определяют их поверхность нагрева;
 - в) находят температуру сырья на входе в радиантные трубы;
 - г) выбирают диаметр и полезную длину труб и находят их число;

- д) выбирают тип печи, проводят компоновку радиантной поверхности и определяют основные (внутренние) размеры топки;
- е) принимают тип горелки и, зная ее теплопроизводительность и полную тепловую мощность печи, определяют количество горелок.

4. Проверяют, находится ли в допустимых пределах скорость сырья на входе в змеевик печи.

5. Рассчитывают лучистый теплообмен в топке. Этот расчет проводится с целью подтверждения (проверки) взаимного соответствия ранее выбранных температуры дымовых газов на выходе из топки и теплонапряжения поверхности радиантных труб. Если в результате расчета окажется, что при выбранном теплонапряжении радиантных труб температура газов на выходе из топки будет значительно отличаться от ранее принятой, то необходимо принять новое значение этой температуры и повторить расчет, начиная с п. 3.

Расчет ведут по схеме:

- а) находят коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам;
- б) рассчитывают максимальную температуру горения;
- в) рассчитывают эквивалентную абсолютно черную поверхность излучения;
- г) находят действительную температуру дымовых газов на выходе из топки.

6. Определяют величину конвективной поверхности нагрева печи, число конвекционных труб и размеры камеры конвекции.

7. Определяют потери напора в газовом тракте печи и рассчитывают основные размеры (диаметр и высоту) дымовой трубы.

Пример. Рассчитать вертикальную цилиндрическую трубчатую печь ЦС1 для нагрева и частичного испарения отбензиненной нефти при следующих исходных данных: производительность печи по сырью (отбензиненной нефти) $G=1500$ т/сут; начальная и конечная температура сырья соответственно $t_1=150$ °С и $t_2=350$ °С; плотность отбензиненной нефти при 288 К 930 кг/м³; массовая доля отгона сырья при температуре 350 °С на выходе из печи $e = 0,4$; плотность отгона при 288 К 900 кг/м³; плотность остатка однократного испарения при 288 К 950 кг/м³; топливо – газ состава (в об. %): CH_4-95 , $C_2H_6-3,3$, $C_3H_8-0,2$; $CO_2-0,4$; $N_2-1,1$.

1. Расчет процесса горения топлива

Пересчитываем состав топлива в массовые проценты по формуле

$$\bar{x}_i = \frac{x_{v_i} \cdot M_i}{\sum x_{v_i} \cdot M_i} \cdot 100 \%,$$

где x_{v_i} – объемная доля компонента;

M_i – мольная масса компонента.

$$\begin{aligned} \sum x_{v_i} \cdot M_i &= x_{CH_4} \cdot M_{CH_4} + x_{C_2H_6} \cdot M_{C_2H_6} + x_{C_3H_8} \cdot M_{C_3H_8} + x_{CO_2} \cdot M_{CO_2} + \\ &+ x_{N_2} \cdot M_{N_2} = 0,95 \cdot 16 + 0,033 \cdot 30 + 0,002 \cdot 44 + 0,004 \cdot 44 + 0,011 \cdot 28 = 16,762; \end{aligned}$$

$$\bar{x}_{CH_4} = \frac{0,95 \cdot 16}{16,762} \cdot 100 \% = 90,68 \%;$$

$$\bar{x}_{C_2H_6} = \frac{0,033 \cdot 30}{16,762} \cdot 100 \% = 5,91 \%;$$

$$\bar{x}_{C_3H_8} = \frac{0,002 \cdot 44}{16,762} \cdot 100 \% = 0,52 \%;$$

$$\bar{x}_{CO_2} = \frac{0,004 \cdot 44}{16,762} \cdot 100 \% = 1,05 \%;$$

$$\bar{x}_{N_2} = \frac{0,011 \cdot 28}{16,762} \cdot 100 \% = 1,84 \%.$$

Определяем элементный состав топлива в массовых процентах.

Содержание углерода

$$C = \sum_{CH_4}^{CO_2} \frac{\bar{x}_i \cdot 12 \cdot n_i}{M_i},$$

где n_i – число атомов углерода в данном компоненте топлива.

$$C = \frac{90,68 \cdot 12 \cdot 1}{16} + \frac{5,91 \cdot 12 \cdot 2}{30} + \frac{0,52 \cdot 12 \cdot 3}{44} + \frac{1,05 \cdot 12 \cdot 1}{44} = 73,46 \% \text{ масс.}$$

Содержание водорода

$$H = \sum_{CH_4}^{C_3H_8} \frac{\bar{x}_i \cdot 1 \cdot m_i}{M_i},$$

где m_i – число атомов водорода в данном компоненте топлива.

$$H = \frac{90,68 \cdot 1 \cdot 4}{16} + \frac{5,91 \cdot 1 \cdot 6}{30} + \frac{0,52 \cdot 1 \cdot 8}{44} = 23,95 \text{ \% масс.}$$

Содержание кислорода

$$O = \frac{\bar{x}_{CO_2} \cdot 16 \cdot P}{M_{CO_2}},$$

где P – число атомов кислорода в молекуле CO_2 .

$$O = \frac{1,05 \cdot 16 \cdot 2}{44} = 0,76 \text{ \% масс.}$$

Содержание азота

$$N = \frac{\bar{x}_{N_2} \cdot 14 \cdot H}{M_{N_2}},$$

где H – число атомов азота в молекуле N_2 .

$$N = \frac{1,84 \cdot 14 \cdot 2}{28} = 1,84 \text{ \% масс.}$$

Проверка: $C + H + O + N = 73,46 + 23,95 + 0,76 + 1,84 = 100 \text{ \% масс.}$

Определяем низшую теплоту сгорания топлива:

$$\begin{aligned} Q_n^p &= 339 \cdot C + 1030 \cdot H - 109 \cdot (O - S) - 16,75 \cdot W = \\ &= 339 \cdot 73,46 + 1030 \cdot 23,95 - 109 \cdot (0,76 - 0) = 49488,6 \text{ кДж/кг.} \end{aligned}$$

Определяем теоретическое количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг топлива:

$$\begin{aligned} L_0 &= \frac{0,0267 \cdot C + 0,08 \cdot H + 0,01 \cdot (S - O)}{0,23} = \\ &= \frac{0,0267 \cdot 73,46 + 0,08 \cdot 23,95 + 0,01 \cdot (0 - 0,76)}{0,23} = 16,83 \text{ кг/кг.} \end{aligned}$$

Принимаем коэффициент избытка воздуха при сжигании топлива $\alpha = 1,06$. Тогда действительное количество воздуха, требуемого для сжигания 1 кг топлива, будет равно:

$$L_{\partial} = \alpha \cdot L_0 = 1,06 \cdot 16,83 = 17,84 \text{ кг/кг.}$$

$$V_{\partial} = \frac{L_{\partial}}{\rho_{\partial}} = \frac{17,84}{1,293} = 13,8 \text{ м}^3/\text{кг},$$

где $\rho_{\partial} = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных условиях.

Определяем количество продуктов сгорания образующихся при сжигании 1 килограмма топлива:

$$m_{CO_2} = 0,0367 \cdot C = 0,0367 \cdot 73,46 = 2,7 \text{ кг/кг};$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H = 0,09 \cdot 23,95 = 2,2 \text{ кг/кг};$$

$$m_{O_2} = 0,23 \cdot L_0 \cdot (\alpha - 1) = 0,23 \cdot 16,83 \cdot (1,06 - 1) = 0,23 \text{ кг/кг};$$

$$m_{N_2} = 0,77 \cdot L_0 \cdot \alpha + 0,01 \cdot N = 0,77 \cdot 16,83 \cdot 1,06 + 0,01 \cdot 1,84 = 13,76 \text{ кг/кг}.$$

Суммарное количество продуктов сгорания на 1 килограмм топлива:

$$\sum m_i = 2,7 + 2,2 + 0,23 + 13,76 = 18,89 \text{ кг/кг}.$$

Проверка: $\sum m_i = 1 + \alpha \cdot L_0 = 1 + 1,06 \cdot 16,83 = 18,83 \text{ кг/кг}.$

Содержанием влаги в воздухе пренебрегаем.

Находим объемное количество продуктов сгорания на один килограмм топлива при нормальных условиях:

$$V_{CO_2} = \frac{m_{CO_2} \cdot 22,4}{M_{CO_2}} = \frac{2,7 \cdot 22,4}{44} = 1,37 \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O} \cdot 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{2,2 \cdot 22,4}{18} = 2,74 \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$V_{O_2} = \frac{m_{O_2} \cdot 22,4}{M_{O_2}} = \frac{0,23 \cdot 22,4}{32} = 0,16 \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$V_{N_2} = \frac{m_{N_2} \cdot 22,4}{M_{N_2}} = \frac{13,76 \cdot 22,4}{28} = 11,01 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Суммарный объем продуктов сгорания топлива:

$$\sum V_i = 1,37 + 2,74 + 0,16 + 11,01 = 15,28 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Плотность продуктов сгорания при 273 К и $0,1 \cdot 10^6$ Па

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i} = \frac{18,89}{15,28} = 1,24 \text{ кг/м}^3.$$

Определяем энтальпию продуктов сгорания при различных температурах по формуле

$$q_T = (T - 273) \cdot (m_{CO_2} \cdot c_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot c_{H_2O} + m_{O_2} \cdot c_{O_2} + m_{N_2} \cdot c_{N_2}),$$

где T – температура продуктов сгорания, К;

$c_{CO_2}, c_{H_2O}, c_{O_2}, c_{N_2}$ – средние массовые теплоемкости продуктов сгорания, кДж/(кг·К).

$$q_{300} = (300 - 273) \cdot (2,7 \cdot 0,8286 + 2,2 \cdot 1,8632 + 0,23 \cdot 0,9169 + 13,76 \cdot 1,0308) = 560 \text{ кДж/кг.}$$

Результаты расчета сведены в табл. 8.

Таблица 8

Энтальпия продуктов сгорания топлива

Температура T , К	Энтальпия q_T , кДж/кг
273	0
300	560
500	4799
700	9244
900	13928
1100	18890
1300	23905
1500	29162
1700	34536
1900	39993
2100	45542
2300	51149

По данным табл. 8 строим график зависимости энтальпии продуктов сгорания топлива от температуры (рис. 1).

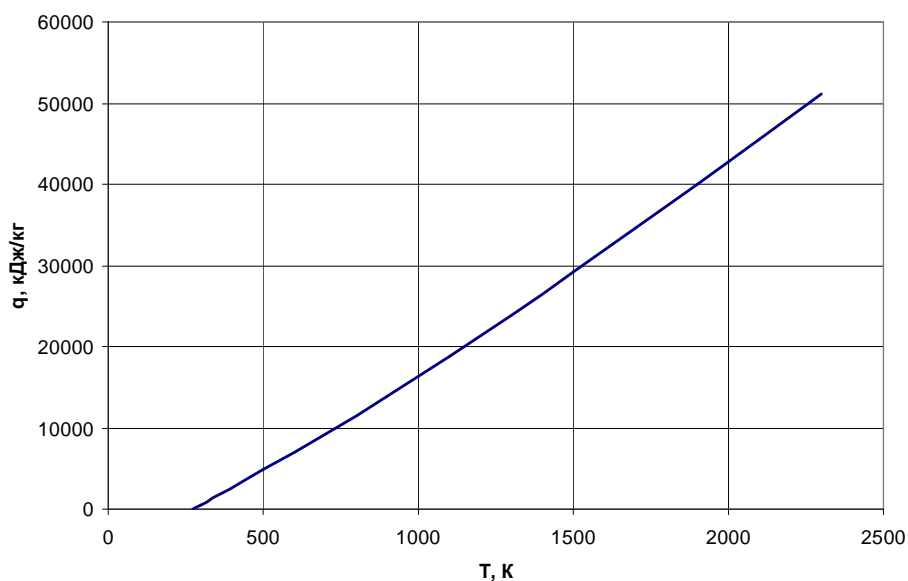


Рис. 1. График зависимости энтальпии q продуктов сгорания топлива от температуры T

2. Коэффициент полезного действия печи, ее тепловая нагрузка и расход топлива

Коэффициент полезного действия печи определяем по формуле

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_n^p} + \frac{q_2}{Q_n^p} \right),$$

где q_1 – потери тепла печью в окружающую среду, кДж/кг топлива;
 q_2 – потери тепла с уходящими из печи дымовыми газами, кДж/кг топлива.

Потери тепла в окружающую среду принимаем равными 6 % от низшей теплоты сгорания топлива:

$$q_1 = 0,06 \cdot Q_n^p = 0,06 \cdot 49488,6 = 2969,32 \text{ кДж/кг.}$$

Принимаем температуру уходящих из печи дымовых газов на 120 К выше температуры сырья, поступающего в печь:

$$T_{yx} = T_{ex} + \Delta T = 423 + 120 = 543 \text{ К.}$$

По графику (рис. 1) определяем $q_2 = 6000$ кДж/кг.

Тогда

$$\eta = 1 - \left(\frac{2969,32}{49488,6} + \frac{6000}{49488,6} \right) = 0,82.$$

Полезное тепло печи рассчитываем по формуле

$$Q_{пол} = G \cdot [e \cdot q_{T_{вых}}^n + (1 - e) \cdot q_{T_{вых}}^{жс} - q_{T_{ex}}^{жс}],$$

где G – производительность печи по сырью, кг/ч;

e – массовая доля отгона сырья;

$q_{T_{вых}}^n, q_{T_{вых}}^{жс}$ – энтальпия паровой и жидкой фаз сырья на выходе из печи, кДж/кг;

$q_{T_{ex}}^{жс}$ – энтальпия сырья на входе в печь, кДж/кг.

По таблицам энтальпий жидких нефтепродуктов и нефтяных паров, зная плотности нефти, отгона и остатка, найдем:

$$q_{T_{вых}}^n = q_{623}^n = 1057,96 \text{ кДж/кг;}$$

$$q_{T_{вых}}^{жс} = q_{623}^{жс} = 818,98 \text{ кДж/кг;}$$

$$q_{T_{ex}}^{жс} = q_{423}^{жс} = 302,09 \text{ кДж/кг.}$$

Тогда

$$Q_{пол} = \frac{1500 \cdot 1000}{24} \cdot [0,4 \cdot 1057,96 + (1 - 0,4) \cdot 818,98 - 302,09] = \\ = 38,28 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 10633 \text{ кВт.}$$

Полная тепловая нагрузка печи:

$$Q_m = \frac{Q_{пол}}{\eta} = \frac{10633}{0,82} = 12967 \text{ кВт.}$$

Часовой расход топлива:

$$B = \frac{Q_{пол}}{Q_n^p \cdot \eta} = \frac{38,28 \cdot 10^6}{49488,6 \cdot 0,82} = 943,3 \text{ кг/ч.}$$

3. Поверхность нагрева радиантных труб и размеры камеры радиации

Поверхность нагрева радиантных труб (в м²) определяется по формуле

$$H_p = \frac{Q_p}{q_p},$$

где Q_p – количество тепла, переданного сырью в камере радиации, кВт;
 q_p – теплонапряжение радиантных труб, кВт/м².

Количество тепла, переданного сырью в камере радиации (прямая отдача топки), найдем из уравнения теплового баланса топки:

$$Q_p = (Q_n^p \cdot \eta_m - q_{T_n}) \cdot B,$$

где η_m – коэффициент эффективности (кпд) топки;

q_{T_n} – энтальпия дымовых газов на выходе из камеры радиации при температуре T_n , кДж/кг топлива.

Принимаем температуру газов на перевале равной

$$T_n = 800 \text{ °C} = 1073 \text{ К.}$$

Энтальпию дымовых газов на выходе из камеры радиации при температуре T_n определяем по графику (см. рис. 1):

$$q_{T_n} = q_{1073} = 18000 \text{ кДж/кг.}$$

Ранее было принято, что потери тепла в окружающую среду равны 6 %. Пусть 4 % в т.ч. составляют потери тепла в топке. Тогда коэффициент эффективности топки будет равен

$$\eta_m = 1 - 0,04 = 0,96.$$

$$Q_p = (49488,6 \cdot 0,96 - 18000) \cdot 943,3 = 27,84 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 7733 \text{ кВт}.$$

Принимаем теплонапряженность радиантных труб $q_p = 30 \text{ кВт/м}^2$ (дальнейшим расчетом подтвердим эту величину).

Таким образом, поверхность нагрева радиантных труб будет равна

$$H_p = \frac{7733}{30} = 257,77 \text{ м}^2.$$

Принимаем для проектируемой печи трубы из углеродистой стали диаметром $d_n = 152 \times 8 \text{ мм}$ с полезной (рабочей) длиной труб $l_{mp} = 9 \text{ м}$.

Число радиантных труб

$$N_{mp} = \frac{H_p}{\pi \cdot d_n \cdot l_{mp}} = \frac{257,77}{3,14 \cdot 0,152 \cdot 9} = 60.$$

Находим диаметр печи по осям труб, принимая шаг труб $s = 2 \cdot d_n = 2 \cdot 152 = 304 \text{ мм}$:

$$D_o = \frac{N_p \cdot s}{\pi} = \frac{60 \cdot 0,304}{3,14} = 5,8 \text{ м}.$$

Принимая расстояние от оси трубы до стенки печи $a = 1,5 \cdot d_n = 1,5 \cdot 0,152 = 0,228 \text{ м}$, определим внутренний диаметр печи:

$$D_n = D_o + 2 \cdot a = 5,8 + 2 \cdot 0,228 = 6,26 \text{ м}.$$

Рассчитываем площадь поверхностей, ограничивающих камеру радиации.

Площадь пода печи

$$F_n = 0,785 \cdot D_n^2 = 0,785 \cdot 6,26^2 = 30,76 \text{ м}^2.$$

Площадь боковой (цилиндрической) поверхности камеры радиации

$$F_{\delta} = \pi \cdot D_n \cdot l_{mp} = 3,14 \cdot 6,26 \cdot 9 = 176,91 \text{ м}^2.$$

Общая внутренняя поверхность камеры радиации

$$\sum F_i = F_n + F_{\delta} = 30,76 + 176,91 = 207,67 \text{ м}^2.$$

4. Проверка скорости сырья на входе в змеевик печи

Оптимальное значение скорости сырья на входе в змеевик печи с учетом эффективного теплообмена и минимальных энергетических затрат на прокачивание сырья составляет 0,8 – 2,5 м/с.

Проверим, соответствует ли скорость подачи сырья для проектируемой печи установленным пределам.

Находим секундный объем сырья при температуре входа в змеевик печи:

$$V_c = \frac{G \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot \rho_{423}},$$

где $\rho_{423} = 850 \text{ кг/м}^3$ – плотность сырья (нефти) при 423 К.

$$V_c = \frac{1500 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 850} = 0,0204 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определяем линейную скорость сырья на входе в змеевик печи:

$$w = \frac{4 \cdot V_c}{m \cdot \pi \cdot d_g^2},$$

где $m = 1$ – число потоков сырья;

$d_g = 0,136 \text{ м}$ – внутренний диаметр конвекционных труб.

$$w = \frac{4 \cdot 0,0204}{1 \cdot 3,14 \cdot 0,136^2} = 1,4 \text{ м/с}.$$

Таким образом, скорость сырья на входе в змеевик печи находится в допустимых пределах.

5. Расчет лучистого теплообмена в топке

Целью этого расчета является подтверждение правильности выбора теплонапряженности радиантных труб.

Расчет проводим по методу Белокопя.

Определим эффективную лучевоспринимающую поверхность экрана:

$$H_l = k \cdot H_{nl},$$

где k – фактор формы; для однорядного экрана одностороннего облучения при $s/d_n = 2$, $k = 0,88$;

H_{nl} – цилиндрическая поверхность, на которой расположены трубы.

$$H_{nl} = \pi \cdot (D_o + d_n) \cdot l_{mp} = 3,14 \cdot (5,8 + 0,152) \cdot 9 = 168,2 \text{ м}^2.$$

$$H_l = 0,88 \cdot 168,2 = 148,02 \text{ м}^2.$$

Находим площадь незранированной поверхности камеры радиации:

$$F = \sum F_i - H_l = 207,67 - 148,02 = 59,65 \text{ м}^2.$$

Определяем эквивалентную абсолютно черную поверхность:

$$H_s = \frac{\varepsilon_V}{\psi(T)} \cdot (\varepsilon_H \cdot H_l + \gamma \cdot \varepsilon_F \cdot F),$$

где ε_V – степень черноты поглощающей среды (факел, продукты сгорания);

$$\varepsilon_V \approx \frac{2}{1 + 2,15 \cdot \alpha} = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot 1,06} = 0,61;$$

$\psi(T)$ – функция распределения температур в топке;

ε_H – степень черноты поверхности экрана, $\varepsilon_H = 0,9$;

ε_F – степень черноты обмуровки камеры радиации, $\varepsilon_F = 0,9$;

γ – коэффициент, определяемый по формуле

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{\varepsilon_V}{1 - \varepsilon_V} \cdot \frac{1}{\varepsilon_H \cdot \rho}},$$

где $\rho = \frac{H_l}{\sum F_i} = \frac{148,02}{207,67} = 0,71$.

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{0,61}{1 - 0,61} \cdot \frac{1}{0,9 \cdot 0,71}} = 0,29.$$

Так как значения ε_H и ε_F одинаковы, то можно записать:

$$H_s = \frac{\varepsilon_V \cdot \varepsilon_H}{\psi(T)} \cdot (H_l + \gamma \cdot F).$$

По Белоконю,

$$\frac{\varepsilon_V \cdot \varepsilon_H}{\psi(T)} = 0,22 + \frac{0,33}{\alpha} = 0,22 + \frac{0,33}{1,06} = 0,53.$$

Следовательно, получим:

$$H_s = 0,53 \cdot (148,02 + 0,29 \cdot 59,65) = 87,62 \text{ м}^2.$$

Определим коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от газов к трубам экрана:

$$\alpha_k = 2,1 \cdot \sqrt[4]{T_n - \theta},$$

где θ – температура наружной поверхности радиантных труб. Принимаем ее на 35 К выше средней температуры сырья в трубах, т.е.

$$\theta = \frac{T_{вх} + T_{вых}}{2} + 35 = \frac{423 + 623}{2} + 35 = 558 \text{ К.}$$

Тогда

$$\alpha_k = 2,1 \cdot \sqrt[4]{1073 - 558} = 10 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К.}$$

Проверим температуру дымовых газов, покидающих топку.

Находим температурную поправку к теплопередаче в топке по формуле Белокопя:

$$\Delta T = \frac{\alpha_k \cdot H_p \cdot (T_{\max} - \theta) - 10^{-8} \cdot \theta^4 \cdot H_s \cdot c_s}{B \cdot \sum m \cdot c_p + \alpha_k \cdot H_p},$$

где T_{\max} – максимальная температура горения;

$$T_{\max} = t_0 + \frac{Q_n^p \cdot \eta_m}{\sum G \cdot c_p \cdot m},$$

$\sum G \cdot c_p \cdot m$ – средняя теплоемкость продуктов сгорания при $T_n = 1073 \text{ К}$;

$$\begin{aligned} \sum G \cdot c_p \cdot m &= 2,7 \cdot 1,0185 + 2,2 \cdot 1,9869 + 0,23 \cdot 0,9869 + 13,76 \cdot 1,0599 = \\ &= 2193 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К.} \end{aligned}$$

t_0 – температура исходной системы. В случае работы без рециркуляции дымовых газов ее можно принять равной температуре подступающего воздуха: $t_0 \approx 20 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$T_{\max} = 20 + \frac{49488,6 \cdot 0,96}{21,93} = 2186 \text{ }^\circ\text{C} = 2459 \text{ К.}$$

c_s – постоянная излучения абсолютно черного тела, $c_s = 5,77 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}^4$.

$$\Delta T = \frac{10 \cdot 257,77 \cdot (2459 - 558) - 10^{-8} \cdot 558^4 \cdot 87,62 \cdot 5,77}{\frac{943,3 \cdot 21,93}{3,6} + 10 \cdot 257,77} = 530 \text{ К.}$$

Находим величину аргумента излучения по формуле Белокопя:

$$\begin{aligned} \chi &= \frac{10 \cdot c_s \cdot H_s}{B \cdot \sum m \cdot c_p + \alpha_k \cdot H_p} \cdot \left(\frac{T_{\max} - \Delta T}{1000} \right)^3 = \\ &= \frac{10 \cdot 5,77 \cdot 87,62}{\frac{943,3 \cdot 21,93}{3,6} + 10 \cdot 257,77} \cdot \left(\frac{2459 - 530}{1000} \right)^3 = 4,36. \end{aligned}$$

По графику находим характеристику излучения $\beta_s = 0,56$.

Определяем температуру дымовых газов на выходе из камеры радиации по формуле Белокопя:

$$T_n = \beta_s \cdot (T_{\max} - \Delta T) = 0,56 \cdot (2459 - 530) = 1080 \text{ К.}$$

Разница между найденной температурой дымовых газов на перевале и принятой составляет $\Delta T_n = 1080 - 1073 = 7 \text{ К}$.

$$\text{Погрешность: } \frac{1080 - 1073}{1080} \cdot 100 \% = 0,65 \%$$

Пересчет не выполняем, т.к. погрешность мала, и результат вычислений считаем окончательным.

Коэффициент прямой отдачи топки определяем по формуле

$$\mu = \frac{t_{\max} - t_n}{t_{\max} - t_0} = \frac{2186 - 800}{2186 - 20} = 0,64.$$

Количество тепла, полученное радиантными трубами, равно:

$$\begin{aligned} Q_p &= B \cdot Q_n^p \cdot \eta_m \cdot \mu = \\ &= 943,3 \cdot 49488,6 \cdot 0,96 \cdot 0,64 = 28,68 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 7966,67 \text{ кВт.} \end{aligned}$$

Теплонапряженность радиантных труб

$$q_p = \frac{Q_p}{H_p} = \frac{7966,67}{257,77} = 30,91 \text{ кВт/м}^2.$$

Полученное значение теплонапряженности радиантных труб совпадает с принятым. Следовательно, расчет приемлем.

6. Расчет конвекционной камеры печи

Поверхность нагрева конвекционных труб определяется по формуле

$$H_k = \frac{Q_k}{k_1 \cdot \Delta T_{cp}},$$

где Q_k – количество тепла, передаваемого сырью в конвекционных трубах, Вт;

k_1 – коэффициент теплопередачи в конвекционной камере печи, Вт/(м²·К);

ΔT_{cp} – средний температурный напор, К.

Количество тепла, передаваемого сырью в конвекционных трубах:

$$Q_k = Q_{пол} - Q_p = 10633 - 7966,67 = 2666,33 \text{ кВт.}$$

Определяем энтальпию сырья на выходе из камеры конвекции:

$$I_k = q_{T_{ex}}^{жс} + \frac{Q_k}{G},$$

где $q_{T_{ex}}^{жс}$ – энтальпия сырья на входе в печь, $q_{T_{ex}}^{жс} = q_{423}^{жс} = 302,09$ кДж/кг.

$$I_k = 302,09 + \frac{2666,33 \cdot 24 \cdot 3600}{1500 \cdot 10^3} = 455,67 \text{ кДж/кг.}$$

Данной энтальпии соответствует температура $T_k = 487 \text{ К} = 214 \text{ }^\circ\text{C}$.

Определяем энтальпию дымовых газов над перевальной стенкой:

$$I_n = c_p \cdot t_n = 21,93 \cdot 800 = 17544 \text{ кДж/кг.}$$

Находим среднюю температуру дымовых газов в конвекционной камере:

$$t_{cp} = \frac{t_n + t_{yx}}{2} = \frac{800 + 270}{2} = 535 \text{ }^\circ\text{C} = 808 \text{ К.}$$

Определяем среднюю логарифмическую разность температур между дымовыми газами и нагреваемой нефтью:

$$1073 \text{ К} \rightarrow 543 \text{ К}$$

$$487 \text{ К} \leftarrow 423 \text{ К}$$

$$\Delta T_{\delta} = 1073 - 487 = 586 \text{ К;}$$

$$\Delta T_{\mu} = 543 - 423 = 120 \text{ К.}$$

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_{\delta} - \Delta T_{\mu}}{\ln \frac{\Delta T_{\delta}}{\Delta T_{\mu}}} = \frac{586 - 120}{\ln \frac{586}{120}} = 294 \text{ К.}$$

Принимаем внутренний диаметр камеры конвекции $D_k = 6$ м и определяем длину труб при условии, что трубы расположены по прямоугольнику (угол между диагоналями прямоугольника $\alpha = 60^\circ$).

$$L_k = D_k \cdot \sin 60^\circ = 6 \cdot \sin 60^\circ = 5,2 \text{ м.}$$

Находим ширину трубного пучка камеры конвекции:

$$M_k = D_k \cdot \cos 60^\circ = 6 \cdot \cos 60^\circ = 3 \text{ м.}$$

Принимаем шаг труб $s = 0,3$ м и определяем число труб в одном горизонтальном ряду: $n = 9$.

Находим живое сечение камеры конвекции:

$$f_k = (M_k - n \cdot d) \cdot L_k = (3 - 9 \cdot 0,152) \cdot 5,2 = 8,49 \text{ м}^2.$$

Находим секундный расход дымовых газов:

$$G_c = \frac{(1 + \alpha \cdot L_0) \cdot B}{3600} = \frac{(1 + 1,06 \cdot 16,83) \cdot 943,3}{3600} = 4,94 \text{ кг/с.}$$

Определяем массовую скорость движения дымовых газов:

$$u = \frac{G_c}{f_k} = \frac{4,94}{8,49} = 0,58 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Находим коэффициент теплоотдачи конвекцией от дымовых газов к трубам:

$$\alpha_k = \frac{0,34 \cdot E \cdot u^{0,6}}{d^{0,4}},$$

где E – коэффициент, зависящий от физических свойств топочных газов. При $t_{cp} = 535$ °С $E = 22$.

$$\alpha_k = \frac{0,34 \cdot 22 \cdot 0,58^{0,6}}{0,152^{0,4}} = 11,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Определяем коэффициент теплоотдачи излучением:

$$\alpha_l = 0,025 \cdot t_{cp} - 2 = 0,025 \cdot 535 - 2 = 11,38 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Находим коэффициент теплопередачи:

$$k_1 = 1,1 \cdot (\alpha_k + \alpha_l) = 1,1 \cdot (11,5 + 11,38) = 25,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Рассчитываем необходимую поверхность конвекции:

$$H_k = \frac{Q_k}{k_1 \cdot \Delta T_{cp}} = \frac{2904000}{25,2 \cdot 294} = 359,89 \text{ м}^2.$$

Определяем число труб в конвекционной камере:

$$n_k = \frac{H_k}{\pi \cdot d \cdot L_k} = \frac{359,89}{3,14 \cdot 0,152 \cdot 5,2} = 145.$$

Принимаем шаг труб по глубине пучка:

$$s_1 = 1,5 \cdot d_n = 1,5 \cdot 0,152 = 0,228 \text{ м.}$$

Определяем число вертикальных рядов:

$$m = \frac{n_k}{n} = \frac{145}{9} = 16.$$

Высота трубного пучка камеры конвекции определяется по формуле

$$h = s_1 \cdot (n_g - 1) = 0,228 \cdot (16 - 1) = 3,42 \text{ м.}$$

7. Расчет потерь напора в газовом тракте печи

Общие потери напора по газовому тракту или величина тяги дымовой трубы:

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_p + \Delta P_k + \Delta P_{mp},$$

где ΔP_p – величина разряжения в камере радиации, принимается $\Delta P_p = 20 - 40$ Па;

ΔP_k – потери напора в камере конвекции, Па;

ΔP_{mp} – потери напора в дымовой трубе, Па.

Потери напора в камере конвекции определяем по формуле

$$\Delta P_k = \Delta P_n,$$

где ΔP_n – потери напора в конвекционном пучке труб, Па.

Потери напора в конвекционном пучке труб

$$\Delta P_n = b \cdot (2,7 + 1,7 \cdot m) \cdot \rho_z \cdot w^2 \cdot \text{Re}^{-0,28},$$

где b – коэффициент, зависящий от угла атаки (угол между осью трубы и направлением потока газов), $b = 1$;

m – число рядов труб в пучке;

ρ_z – плотность дымовых газов при средней температуре в конвекционной камере $T_{cp} = 808$ К.

$$\rho_z = \frac{M_z}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{cp}};$$

$$M_z = M_{H_2O} \cdot \bar{x}_{H_2O} + M_{CO_2} \cdot \bar{x}_{CO_2} + M_{O_2} \cdot \bar{x}_{O_2} + M_{N_2} \cdot \bar{x}_{N_2};$$

$$\bar{x}_{H_2O} = \frac{m_{H_2O}}{\sum m_i} = \frac{2,2}{18,89} = 0,12,$$

$$\bar{x}_{CO_2} = \frac{m_{CO_2}}{\sum m_i} = \frac{2,7}{18,89} = 0,14,$$

$$\bar{x}_{O_2} = \frac{m_{O_2}}{\sum m_i} = \frac{0,23}{18,89} = 0,012,$$

$$\bar{x}_{N_2} = \frac{m_{N_2}}{\sum m_i} = \frac{13,76}{18,89} = 0,728.$$

$$M_2 = 18 \cdot 0,12 + 44 \cdot 0,14 + 32 \cdot 0,012 + 28 \cdot 0,728 = 29,09.$$

$$\rho_2 = \frac{29,09}{22,4} \cdot \frac{273}{808} = 0,44 \text{ кг/м}^3.$$

w – линейная скорость дымовых газов,

$$w = \frac{B \cdot \sum V_i \cdot T_{cp}}{3600 \cdot f_k \cdot 273} = \frac{943,3 \cdot 15,28 \cdot 808}{3600 \cdot 8,49 \cdot 273} = 1,4 \text{ м/с};$$

Re – критерий Рейнольдса,

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho_2}{\mu_2},$$

μ_2 – динамическая вязкость дымовых газов,

$$\mu_2 = \frac{M_2}{\sum \frac{x'_i \cdot M_i}{\mu_i}},$$

где x'_i – объемные доли компонентов дымовых газов в смеси.

$$x'_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}}{\sum V_i} = \frac{1,37}{15,28} = 0,09, \quad x'_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{\sum V_i} = \frac{2,74}{15,28} = 0,18,$$

$$x'_{O_2} = \frac{V_{O_2}}{\sum V_i} = \frac{0,16}{15,28} = 0,01, \quad x'_{N_2} = \frac{V_{N_2}}{\sum V_i} = \frac{11,01}{15,28} = 0,72;$$

μ_i – динамические вязкости компонентов дымовых газов;

$$\mu_{CO_2} = 0,04 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\mu_{H_2O} = 0,026 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\mu_{O_2} = 0,045 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\mu_{N_2} = 0,038 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

$$\mu_z = \frac{29,09}{\frac{0,09 \cdot 44}{0,04 \cdot 10^{-3}} + \frac{0,18 \cdot 18}{0,026 \cdot 10^{-3}} + \frac{0,01 \cdot 32}{0,045 \cdot 10^{-3}} + \frac{0,72 \cdot 28}{0,038 \cdot 10^{-3}}} = 3,82 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\text{Re} = \frac{1,4 \cdot 0,152 \cdot 0,44}{3,82 \cdot 10^{-5}} = 2451.$$

Рассчитываем ΔP_n :

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= b \cdot (2,7 + 1,7 \cdot m) \cdot \rho_z \cdot w^2 \cdot \text{Re}^{-0,28} = \\ &= 1 \cdot (2,7 + 1,7 \cdot 16) \cdot 0,44 \cdot 1,4^2 \cdot 2451^{-0,28} = 2,9 \text{ Па}. \end{aligned}$$

Потери напора в камере конвекции:

$$\Delta P_k = \Delta P_n = 2,9 \text{ Па}.$$

Определяем потери напора в дымовой трубе:

$$\Delta P_{mp} = \Delta P'_{mp} + \Delta P''_{mp},$$

где $\Delta P'_{mp}$ – потери напора при входе газов в трубу и выходе из нее, Па;

$\Delta P''_{mp}$ – потери напора на трение при движении газов в трубе, Па.

Рассчитываем плотность газов при их температуре входа в дымовую трубу, приняв $T'_{вх} = 538 \text{ К}$.

$$\rho_{вх} = \rho_0 \cdot \frac{273}{T'_{вх}} = 1,24 \cdot \frac{273}{538} = 0,63 \text{ кг/м}^3.$$

Находим массовую скорость газов на входе в дымовую трубу, приняв линейную скорость $w_{mp} = 8 \text{ м/с}$.

$$u_{mp} = w_{mp} \cdot \rho_{вх} = 8 \cdot 0,63 = 5,04 \text{ кг/(м}^2\cdot\text{с)}.$$

Рассчитываем диаметр дымовой трубы:

$$D_{mp} = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot u_{mp}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,94}{3,14 \cdot 5,04}} = 1,1 \text{ м}.$$

Принимаем температуру газов на выходе из дымовой трубы $T_{вых} = 513 \text{ К}$, имея в виду потери тепла поверхностью трубы в окружающую среду.

Тогда средняя температура газов в трубе будет равна:

$$T'_{cp} = \frac{T_{вх} + T_{вых}}{2} = \frac{538 + 513}{2} = 526 \text{ К}.$$

Плотность газов при этой температуре

$$\rho_{cp} = \rho_0 \cdot \frac{273}{T'_{cp}} = 1,24 \cdot \frac{273}{526} = 0,64 \text{ кг/м}^3.$$

Массовая скорость газов при их средней температуре

$$u_{cp} = w_{mp} \cdot \rho_{cp} = 8 \cdot 0,64 = 5,12 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}.$$

Определяем потери напора при входе газов в трубу и выходе из нее:

$$\Delta P'_{mp} = (\xi_{вх} + \xi_{вых}) \cdot \frac{u_{cp}^2}{2 \cdot \rho_{cp}},$$

где $\xi_{вх}$ и $\xi_{вых}$ – коэффициенты местных сопротивлений; $\xi_{вх} = 0,3$;
 $\xi_{вых} = 1,0$.

$$\Delta P'_{mp} = (0,3 + 1,0) \cdot \frac{5,12^2}{2 \cdot 0,64} = 26,6 \text{ Па}.$$

Находим коэффициент гидравлического трения:

$$\lambda = \frac{a}{\sqrt[3]{D_{mp}}},$$

где a – коэффициент; $a = 0,025$.

$$\lambda = \frac{0,025}{\sqrt[3]{1,1}} = 0,024.$$

Приняв предварительно высоту трубы $H = 11$ м, определим потери напора на трение при движении газов в дымовой трубе:

$$\Delta P''_{mp} = \lambda \cdot \frac{H}{D_{mp}} \cdot \frac{u_{cp}^2}{2 \cdot \rho_{cp}} = 0,024 \cdot \frac{11}{1,1} \cdot \frac{5,12^2}{2 \cdot 0,64} = 4,9 \text{ Па}.$$

Потери напора в дымовой трубе

$$\Delta P_{mp} = 26,6 + 4,9 = 31,5 \text{ Па}.$$

$$\Delta P_{общ} = 20 + 2,9 + 31,5 = 54,4 \text{ Па}.$$

Проверяем высоту дымовой трубы:

$$H = \frac{\Delta P_{общ}}{1,293 \cdot 273 \cdot \left(\frac{1}{T_в} - \frac{1}{T'_{cp}} \right) \cdot g},$$

где T_g – температура окружающего воздуха, $T_g = 303$ К.

$$H = \frac{54,4}{1,293 \cdot 273 \cdot \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{526} \right) \cdot 9,81} = 11,2 \text{ м.}$$

Полученное значение H мало отличается от ранее принятого, поэтому пересчета делать не следует.

Примеры для самостоятельного решения

В трубчатую печь поступает G т/ч нефти или нефтяной фракции относительной плотности ρ_1 с температурой t_1 °С. В печи сырье нагревается до t_2 °С и e % его испаряется. Относительная плотность испарившейся части – ρ_2 , неиспарившейся – ρ_3 . Топливо – мазут или газ. Элементный состав мазута: C^P – углерода, H^P – водорода, S^P – серы (% масс.). Содержание компонентов топливного газа приведено в объемных процентах (табл. 9).

Определить:

- расход воздуха, необходимого для сжигания 1 кг топлива;
- состав дымовых газов;
- низшую теплоту сгорания топлива;
- КПД печи;
- полезную тепловую нагрузку;
- расход топлива;
- поверхность радиантных труб;
- число горелок.

Подобрать стандартную печь.

Примечание. В вариантах № 2, 7, 11, 12, 14, 15 сырье в печь поступает в паровой фазе.

СУШИЛЬНЫЕ АППАРАТЫ

Типовой сушильный аппарат может быть использован для сушки различных продуктов, сходных по своим структурно-механическим свойствам, но различающихся химическим составом, содержанием влаги, ее связью с материалом, допустимой температурой нагрева и временем сушки. Поэтому выбор сушильного аппарата в каждом конкретном случае определяется расчетом.

Таблица 9

Исходные данные для расчета

№ варианта	Расход сырья G , т/ч	Температура сырья, °С		Доля отгона e , % масс.	Относительная плотность при 288 К			Состав мазута, % массовые			Состав газа, % объемные			
		t_1	t_2		ρ_1	ρ_2	ρ_3	C^p	H^p	S^p	H_2	CH_4	C_2H_6	C_3H_8
1	70	180	300	20	0,85	0,80	0,87	80	17,5	2,5	–	–	–	–
2	20	320	500	100	0,75	0,75	–	82	18	–	–	–	–	–
3	80	170	290	25	0,85	0,75	0,90	85	13	2	–	–	–	–
4	90	160	310	18	0,80	0,75	0,83	81	17	2	–	–	–	–
5	30	240	460	80	0,82	0,80	0,85	–	–	–	5	85	6	4
6	100	150	320	30	0,80	0,75	0,85	–	–	–	10	85	3	2
7	40	380	510	100	0,75	0,75	–	–	–	–	19	79	1	1
8	140	170	300	26	0,84	0,70	0,90	80	19,5	0,5	–	–	–	–
9	150	160	320	35	0,85	0,80	0,90	–	–	–	12	88	–	–
10	120	240	310	32	0,80	0,70	0,85	85	15	–	–	–	–	–
11	50	350	470	100	0,70	0,70	–	–	–	–	15	80	4	1
12	60	400	500	100	0,80	0,80	–	–	–	–	7	87	3	3
13	160	210	330	22	0,85	0,80	0,88	79	18	3	–	–	–	–
14	20	400	510	100	0,70	0,70	–	–	–	–	15	85	–	–
15	30	450	500	100	0,75	0,75	–	79	17,5	3,5	–	–	–	–
16	100	250	340	40	0,85	0,80	0,90	–	–	–	6	86	4	4
17	80	200	330	20	0,80	0,75	0,82	81	16	3	–	–	–	–
18	150	220	320	15	0,81	0,70	0,83	–	–	–	12	80	5	3
19	120	190	340	18	0,85	0,80	0,87	80	19,5	0,5	–	–	–	–
20	160	240	310	25	0,80	0,70	0,85	–	–	–	8	80	7	5

Сушильные барабанные аппараты

Сушильные барабанные аппараты предназначены для сушки сыпучих, мелкокусковых и зернистых материалов топочными газами или подогретым воздухом. Они представляют собой цилиндрический сварной корпус, установленный на двух роликовых опорах с наклоном в сторону непрерывной выгрузки материала. Вращение корпуса сушилки осуществляется от индивидуального привода через венцовую шестерню. Внутри корпуса устанавливаются насадки с целью увеличения поверхности межфазного контакта. В качестве основной насадки применяют: секторную (в сушилках диаметром 1000 – 1600 мм для материалов с хорошей сыпучестью и частицами средним размером не более 8 мм): лопастную (в тех же сушилках для материалов, обладающих свойством налипания, и сыпучих материалов с частицами средним размером более 8 мм и в сушилках диаметром 1000 – 3500 мм для материалов, склонных к налипанию, но восстанавливающих сыпучие свойства при некоторой подсушке).

Выбор барабанных сушилок производится по рабочей длине L и наружному диаметру D_n барабана.

Длина барабана

$$L = \frac{4 \cdot V_{\bar{o}}}{\pi \cdot D^2},$$

где $V_{\bar{o}}$ – объем барабана, м³;

D – внутренний диаметр сушильного барабана, м.

Объем сушильного барабана определяется по формуле

$$V_{\bar{o}} = \frac{W}{A_v},$$

где W – количество удаляемой влаги, кг/с;

A_v – напряженность барабана по влаге, кг/(м³·с).

Внутренний диаметр сушильного барабана определяется по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot G_c \cdot v_{y\bar{o}}}{\pi \cdot (1 - \varphi) \cdot w_2}},$$

где G_c – расход сухого газа в сушилке, кг/с;

$v_{y\bar{o}}$ – удельный объем влажного газа, м³/кг;

φ – коэффициент заполнения барабана, $\varphi = 0,1 \div 0,25$;

w_2 – скорость газа на выходе из барабана, м/с.

Наружный диаметр барабана с учетом двойной толщины футеровки и обечайки

$$D_n = D + 2 \cdot \delta.$$

Толщина футеровки и обечайки δ зависит от габаритов сушилки и температуры теплоносителя. Для ориентировочных расчетов можно принять $\delta = 0,1 \div 0,2$.

Полученные значения L и D_n при выборе сушилки округляются до ближайших больших значений. Отношение длины барабана к диаметру обычно лежит в пределах $\frac{L}{D_n} = 3,5 \div 7,0$.

При расчете количества сушильного агента (воздух, топочные газы) параметры его состояния перед входом и на выходе из сушилки определяются по диаграмме Рамзина.

Количество влаги W , удаляемой из материала в процессе сушки при изменении влагосодержания материала (считая на абсолютно сухое вещество) от w_n до w_k ,

$$W = G \cdot (w_n - w_k),$$

где G – производительность сушилки по сухому продукту, кг/с.

Значение W , если дана производительность по исходному материалу G_n , можно определить по формуле

$$W = \frac{G_n \cdot (w_n - w_k)}{(1 + w_n)}.$$

Если в качестве сушильного агента используется воздух, то его расход рассчитывается по зависимости

$$G_c = \frac{W}{(x_k - x_n)},$$

где x_k и x_n – конечное и начальное влагосодержание воздуха в действительной сушилке, кг/кг.

Удельный объем влажного воздуха (отнесенный к 1 кг сухого воздуха) $v_{y\delta}$ (м³/кг) рассчитывается по формуле

$$v_{y\delta} = \frac{R_g \cdot T}{(P - \phi_g \cdot p_{нас})},$$

где R_g – газовая постоянная для воздуха, $R_g = 287$ Дж/(кг·К);

T – температура воздуха, К;

P – общее давление паровоздушной смеси, Па;

$\Phi_{\text{в}}$ – относительная влажность воздуха в долях;

$P_{\text{нас}}$ – давление насыщенного водяного пара, Па.

Разность удельных расходов теплоты в действительной и теоретической сушилках

$$\Delta q = q - q_m = \frac{I_n - I_k}{x_k - x_n},$$

где q и q_m – удельная теплота в действительной и теоретической сушилках, Дж/кг;

I_n и I_k – энтальпия воздуха на входе и выходе из сушилки, Дж/кг.

При отсутствии дополнительного подогрева воздуха в сушильной камере

$$\Delta q = q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{ном}} - c_w \cdot \theta_n,$$

где $q_{\text{мат}}$ – удельная теплота, затрачиваемая на нагрев материала от температуры θ_n до температуры θ_k , Дж/кг,

$$q_{\text{мат}} = \frac{G \cdot c_M \cdot (\theta_k - \theta_n)}{W};$$

$q_{\text{тр}}$ – удельная теплота на нагрев транспортных устройств, Дж/кг,

$$q_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{тр}} \cdot c_{\text{тр}} \cdot (t_{\text{тр.к}} - t_{\text{тр.н}})}{W};$$

$q_{\text{ном}}$ – удельные потери теплоты, Дж/кг, при предварительных расчетах обычно принимают

$$q_{\text{ном}} = (0,05 \div 0,10) \cdot q_m.$$

Температуру материала на выходе из сушилки θ_k следует принимать на 10–30 °С меньше температуры отходящего сушильного агента.

Примеры для самостоятельного решения

Рассчитать и выбрать нормализованную сушилку непрерывного действия по условиям задач, приведенных в табл. 10. Начальную температуру материала принять равной 10 °С, а общее давление в сушилке – равным атмосферному.

Условные обозначения: G – производительность сушилки по готовому продукту, кг/ч; w_n – начальная влажность материала, %; w_k – конечная влажность материала,

%; ρ_n – насыпная плотность материала, кг/м³; c_m – удельная теплоемкость материала, Дж/(кг·К); $t_{в.н}$ – температура воздуха на входе в сушилку, °С; $t_{в.к}$ – температура воздуха на входе из сушилки, °С; δ_y – размер частиц материала, мм; A_y – напряженность барабана по влаге, кг/(м³·с).

Таблица 10

Исходные данные для расчета

№ варианта	G	w_n	w_k	ρ_n	c_m	$t_{в.н}$	$t_{в.к}$	δ_y	A_y
1	500	15	0,1	1200	1150	200	80	2 – 4	3
2	1500	8	0,2	1250	1300	110	60	1 – 3	2
3	800	6	0,1	950	1000	150	70	3 – 5	1,5
4	1250	10	0,2	1380	1250	250	85	1 – 3	3,5
5	1000	6	0,2	800	1200	300	90	1 – 2	0,5
6	2000	7	1,0	1300	1350	350	100	3 – 5	6
7	2500	18	3,0	1050	1100	320	75	3 – 8	4
8	780	50	5,0	1300	1350	400	100	5 – 10	7
9	1500	10	1,0	1470	1100	120	60	2 – 3	5,3
10	850	5	0,4	1280	1200	120	50	1 – 3	3
11	1300	18	2,0	1700	1400	500	190	5 – 8	10
12	3000	8	0,1	1550	1300	200	60	<1	6
13	2250	30	10,0	850	1080	430	110	1 – 8	20
14	2150	28	7,0	980	1220	375	105	1 – 15	10
15	3500	25	5,0	1800	1000	450	80	6 – 8	15
16	2800	51	24,0	950	1100	500	200	2 – 3	9
17	800	9	0,7	2000	1350	500	80	10 – 15	17
18	1280	10	2,0	1600	1380	480	150	10	11
19	2300	6	0,5	1200	1150	450	100	6 – 8	15
20	1350	14	2,0	1900	1220	120	60	2 – 5	3,3
21	1550	22	3,0	1000	1300	470	80	1 – 4	20
22	750	12	2,0	1150	1280	200	70	2 – 3	5
23	2750	17	1,0	1100	1050	250	90	4 – 8	8
24	4000	15	3,0	1300	1300	350	100	6 – 10	14
25	5000	27	5,0	1250	1200	480	110	7 – 12	15

ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Процессы теплообмена имеют большое значение в химической, энергетической, пищевой и других отраслях промышленности. В теплообменных аппаратах теплопередача от одной среды к другой через разде-

ляющую их стенку обусловлена рядом факторов и является сложным процессом, который принято разделять на три элементарных вида теплообмена: теплопроводность, конвекцию и тепловое излучение. На практике эти явления не обособлены, находятся в каком-то сочетании и протекают одновременно. Для теплообменников наибольшее значение имеет конвективный теплообмен или теплоотдача, которая осуществляется при совокупном и одновременном действии теплопроводности и конвекции.

Конструктивный расчет теплообменников состоит в определении основных размеров аппаратов.

Содержание конструктивного расчета определяется особенностями выбранной конструкции аппарата. В большинстве случаев поверхность теплообмена komponуют из труб; при этом наибольшее распространение получили кожухотрубчатые теплообменники. Исходными данными обычно служат результаты теплового расчета.

Задачей конструктивного расчета кожухотрубчатых теплообменников является определение числа труб, схемы их размещения, диаметра аппарата, числа ходов в трубном и межтрубном пространствах и размеров патрубков.

Общее число труб можно определить из уравнения

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d_p \cdot l},$$

где F – поверхность теплообмена, м²;

d_p – расчетный диаметр трубы, м;

l – длина труб, м.

Площадь теплопередающей поверхности аппарата рассчитывается по формуле

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}},$$

где Q – тепловой поток в аппарате, Вт;

K – общий коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);

Δt_{cp} – средняя разность температур между теплоносителями, °С.

Коэффициент теплопередачи для плоской стенки или при большом радиусе ее кривизны составит

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{31} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + r_{32} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где α_1 и α_2 – коэффициенты теплоотдачи теплоносителей, Вт/(м²·К);
 $r_{з1}$ и $r_{з2}$ – термические сопротивления загрязнений по сторонам
стенки, (м²·К)/Вт;
 δ_{cm} – толщина стенки теплопередающей поверхности, м;
 λ_{cm} – коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м·К).
Средняя разность температур при прямотоке или противотоке теплоносителей равна

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{o}} - \Delta t_{\bar{m}}}{\ln \frac{\Delta t_{\bar{o}}}{\Delta t_{\bar{m}}}},$$

где $\Delta t_{\bar{o}}$ и $\Delta t_{\bar{m}}$ – разности температур (большая и меньшая) теплоносителей на концах теплообменника.

Если $\Delta t_{\bar{o}} / \Delta t_{\bar{m}} \leq 2$, то с достаточной точностью можно принимать

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{o}} + \Delta t_{\bar{m}}}{2}.$$

Число труб одного хода в трубном пространстве вычисляют при известных расходе и скорости движения теплоносителя по формуле

$$n_0 = \frac{4 \cdot G_{mp}}{3600 \cdot \pi \cdot d_{вн}^2 \cdot \rho \cdot w_{mp}} = 3,54 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{G_{mp}}{d_{вн}^2 \cdot \rho \cdot w_{mp}},$$

где G_{mp} – расход теплоносителя в трубном пространстве, кг/ч;

$d_{вн}$ – внутренний диаметр трубок, м;

ρ – плотность теплоносителя, кг/м³;

w_{mp} – скорость теплоносителя, м/с.

Число ходов z_{mp} в трубном пространстве находят из зависимости

$$n = n_0 \cdot z_{mp}.$$

При размещении трубок в трубных решетках необходимо обеспечить максимальную компактность, надежное крепление трубок, удобство разметки трубных решеток и монтажа пучка. С точки зрения удовлетворения этих требований наиболее целесообразна схема размещения трубок по вершинам правильных треугольников (шахматный пучок), квадратов (коридорный пучок) и по концентрическим окружностям.

Для шахматного пучка, который широко применяют в промышленной практике как самую компактную схему, связь между общим количест-

вом труб n , числом труб на диагонали b и на стороне a наибольшего шестиугольника выражается следующими соотношениями:

$$n = 3 \cdot a \cdot (a - 1) + 1;$$

$$b = 2 \cdot a - 1.$$

Расстояние между осями труб, или шаг, зависит от наружного диаметра d_n . Чаще всего $t = (1, 2 \div 1, 4) \cdot d_n$.

Общее число труб n должно быть таким, чтобы значения a , b , n_0 являлись целыми числами. Это достигают расчетом по методу последовательных приближений и соответствующим выбором диаметра, длины трубок, скорости движения теплоносителя в трубном пространстве.

Число ходов z_{mp} рекомендуется принимать равным 1, 2, 3, 4, 6, 12.

Внутренний диаметр корпуса теплообменника D зависит от диаметра и шага труб и схемы их размещения в пучке. Для вычисления диаметра целесообразно пользоваться соотношением, составленным на основании ранее принятых величин t , b и d_n

$$D_0 = t(b - 1) + 4d_n. \quad (*)$$

Значение D_0 , вычисленное по формуле (*), необходимо округлить до ближайшего стандартного значения размера.

Межтрубное пространство разделяют поперечными перегородками на ряд ходов для обеспечения выбранной скорости рабочей среды. При этом число ходов z определяют, исходя из площади живого сечения межтрубного пространства, расхода теплоносителя и его скорости в самом узком сечении:

$$z = \frac{f_{mm}}{f_0},$$

где f_{mm} – площадь живого сечения межтрубного пространства;

f_0 – площадь живого сечения одного хода межтрубного пространства.

При размещении труб по сторонам правильного треугольника самым узким нередко бывает сечение на стороне наибольшего шестиугольника. Тогда

$$f_{mm} = [(t - d_n) \cdot (a - 1) + 3 \cdot d_n \pm \Delta] \cdot l,$$

$$f_0 = \frac{G}{3600 \cdot \rho \cdot w},$$

где $\Delta = D - D_0$ – разность значений диаметров корпуса стандартного и вычисленного по формуле (*);

l – длина трубки, м;

G – расход теплоносителя в межтрубном пространстве, кг/ч;

w – скорость теплоносителя в самом узком сечении, м/с;

ρ – плотность теплоносителя, кг/м³.

Если диаметр патрубка ввода теплоносителя больше стороны наибольшего шестиугольника, т.е. $d'_n > t \cdot (a - 1)$, то самым узким является сечение через ближайший к патрубку ряд труб.

Если в межтрубное пространство поступает конденсирующийся пар, то устанавливать перегородки не имеет смысла.

Диаметр патрубка зависит от расхода и скорости теплоносителя; его определяют из равенства

$$\frac{\pi \cdot d_n^2}{4} = \frac{G}{3600 \cdot \rho \cdot w_n},$$

откуда

$$d_n = 0,0188 \cdot \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot w_n}},$$

где G – расход теплоносителя, кг/ч;

ρ – плотность теплоносителя, кг/м³;

w_n – скорость теплоносителя в патрубке, м/с.

Скорости теплоносителя в патрубках обычно принимают несколько большими, чем в аппарате (особенно для газов). Значение диаметра патрубка обязательно округляют до ближайшего стандартного размера.

Примеры для самостоятельного решения

Рассчитать и подобрать стандартизованный теплообменник по условиям задач, приведенным в табл. 11.

Условные обозначения: G – расход рабочей среды (одного из теплоносителей), кг/ч; t_1 – начальная температура рабочей среды, °С; t_2 – конечная температура рабочей среды, °С; p – давление рабочей среды в состоянии теплообмена, Па; Δp – допускаемые потери давления рабочей среды в теплообменнике (для конденсаторов Δp дано по потоку охлаждающей воды), Па.

Таблица 11

Исходные данные для расчета

№ вар.	Рабочая среда	Назначение и тип аппарата	$G \cdot 10^{-3}$	t_1	t_2	$p \cdot 10^{-5}$	$\Delta p \cdot 10^{-5}$
1	Этилацетат	Холодильник	24	77	30	10,0	0,15
2	Бензол		--<<	28	100	30	2,0
3	Этиловый спирт	Кожухотрубчатый	30	90	40	1,5	0,20
4	Метиловый спирт		16	100	35	3,0	0,25
5	Толуол	Спиральный	30	110	25	1,3	0,12
6	Фруктовый сок (25%)	Пластинчатый	7,0	20	90	1,0	0,30
7	Томатный сок (10%)		--<<	5,0	23	85	1,2
8	Воздух	Кожухотрубчатый	7,0	20	400	1,2	0,12
9	Хлорбензол		--<<	20	30	130	1,3
10	Воздух	--<<	13	20	110	2,5	0,19
11	Четыреххлористый углерод	Спиральный	79	25	95	2,0	0,13
12	Бутиловый спирт		5,5	40	--	1,0	--
13	Четыреххлористый углерод	Кожухотрубчатый	21	30	--	2,0	--
14	Бензол		8,0	35	--	3,0	--
15	Толуол	Испаритель	10	25	--	1,5	--
16	Этиловый спирт		9,6	28	--	2,0	--
17	Метиловый спирт	Кожухотрубчатый	3,6	30	--	1,8	--
18	Уксусная кислота		2,0	35	--	1,5	--
19	Бензол	Конденсатор	9,5	--	--	2,5	0,16
20	Толуол		12	--	--	1,3	0,23
21	Этиловый спирт	Кожухотрубчатый	12	--	--	1,5	0,14
22	Метиловый спирт		8,5	--	--	3,5	0,18
23	Бутиловый спирт	Кожухотрубчатый	18	--	--	1,5	0,12
24	Хлорбензол		4,5	--	--	1,2	0,14
25	Уксусная кислота	3,5	--	--	1,3	0,15	

КОЛОННЫЕ МАССООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Колонные аппараты предназначены для проведения процессов тепло- и массообмена: ректификации, дистилляции, абсорбции, десорбции. Корпуса стандартизованных колонных аппаратов изготавливаются в двух исполнениях. Корпус, собираемый из отдельных царг с фланцевыми соединениями, рассчитан на давление 1,6 МПа. Корпус цельносварной, рассчитанный на давление до 4 МПа, имеют колонные аппараты диаметром более 1000 мм с интервалом изменения диаметра через 200 мм. Расстояния между тарелками в зависимости от их типов могут изменяться от 300 до 1000 мм.

До настоящего времени не выработано обобщенных и достаточно объективных критериев выбора типа тарелки для ведения того или иного процесса. Существенную роль в этом играют сложившиеся в организациях-поставщиках традиции, опирающиеся на многолетний опыт надежной эксплуатации разрабатываемой массообменной аппаратуры. Для ориентировочного выбора типа тарелки можно воспользоваться следующими данными.

Тарелки с колпачками получили наиболее широкое распространение благодаря своей универсальности и высокой эксплуатационной надежности; они достаточно эффективны, но металлоемки и сложны в монтаже.

Тарелки, собираемые из S-образных элементов, устанавливаются преимущественно в колоннах больших диаметров. Их производительность на 20 – 30 % выше, чем у колпачковых.

Клапанные тарелки по сравнению с колпачковыми имеют более высокую эффективность и на 20 – 40 % большую производительность; они применяются для обработки жидкостей, не склонных к смолообразованию и полимеризации, во избежание прилипания клапана к тарелке.

Ситчатые тарелки имеют достаточно высокую эффективность, низкое сопротивление и малую металлоемкость. Они применяются преимущественно в колоннах для обработки чистых жидкостей при атмосферном давлении и вакууме.

Решетчатые тарелки провального типа имеют производительность, в 1,5 – 2 раз большую, чем колпачковые тарелки, низкую металлоемкость. Их эффективность достаточно высока, но в узком диапазоне рабочих скоростей. Эти тарелки рекомендуется применять при больших нагрузках колонны по жидкости.

Расчет колонны для получения продуктов нужной концентрации сводится к определению ее диаметра (по заданной производительности) и высоты.

Общая высота колонны

$$H = (n_T - 1) \cdot H_T + H_{cen} + H_{куб},$$

где n_T – количество тарелок в колонне;

H_T – расстояние между тарелками;

H_{cen} – высота сепарационной части колонны;

$H_{куб}$ – высота кубовой части колонны.

Высоты H_{cen} и $H_{куб}$ для нормализованных колонн различных диаметров D указаны в табл. 12.

Таблица 12

Высота сепарационной и кубовой частей колонн в зависимости от их диаметра

D , мм	H_{cen} , мм	$H_{куб}$, мм
1000 – 1800	800	2000
2000 – 2600	1000	2500
2800 – 4000	1200	3000

Количество тарелок в колонне

$$n_T = \frac{n_{cm}}{\eta},$$

где n_{cm} – число ступеней изменения концентрации;

η – эффективность (кпд) тарелки.

Колонны с колпачковыми, клапанными и ситчатыми тарелками

Диаметры колонн с такими тарелками выбираются по величине рабочей площади тарелки, рассчитываемой по уравнению

$$F_p = V_n / w_p,$$

где V_n – объемный расход пара (газа) в колонне, м³/с;

w_p – скорость пара (газа) в рабочем сечении колонны, м/с.

За рабочее сечение колонны принимают площадь основания тарелки, на которой установлены контактные элементы (без учета площади сливных устройств). Скорость пара в рабочем сечении колонны рассчитывается по уравнению

$$w_p = \varphi \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{жс} - \rho_n}{\rho_n}},$$

где ϕ – фактор вспениваемости;

$\rho_{ж}, \rho_n$ – плотности жидкости и пара.

Значение коэффициента C определяется по рис. 2.

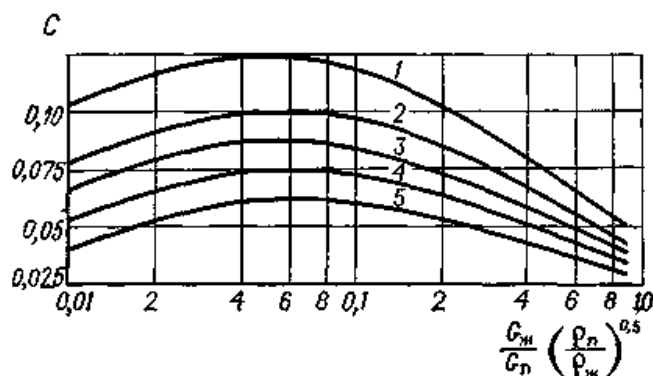


Рис. 2. Значения коэффициента C .

Расстояние между тарелками: 1 – 0,7 м; 2 – 0,6 м; 3 – 0,5 м; 4 – 0,4 м; 5 – 0,3 м

При работе с рис. 2 расстояние между тарелками вначале принимается $H_T = 0,3 \div 0,4$ м, а затем устанавливается методом подбора с учетом рекомендаций: $H_T = 0,3$ м при $D \leq 0,8$ м; $H_T = 0,34 \cdot D^{0,57}$ м при $D > 0,8$ м.

Если колонна требует частой чистки или ремонта, то при $D > 1,5$ м следует принимать $H_T \geq 0,6$ м. Окончательная величина H_T устанавливается после проверки допустимого брызгоуноса и надежности работы сливного устройства тарелки.

В промышленных колоннах допускается брызгоунос до 0,1 кг жидкости в 1 кг пара. Обычно величину относительного уноса следует учитывать при отношении $G_n / G_{жс} > 2$.

При необходимости относительный унос жидкости можно рассчитать по уравнению

$$Y = \frac{k_1}{\sigma} \cdot \left(\frac{w_p}{H_T - h_{nn}} \right)^{n_1},$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости на границе с паром или газом, Н/м;

h_{nn} – высота пены (газожидкостной смеси), образующейся на тарелке, м.

Высоту пены можно ориентировочно рассчитать по формуле

$$h_{nn} = \frac{k_2}{\sigma^{0,33}} \cdot \left(k_3 \cdot w_p^2 \cdot \rho_n + k_4 \cdot h_{сл} + h_{пор} \right),$$

где $h_{сл}$ – высота подпора жидкости над сливным порогом, м;

$h_{пор}$ – высота сливного порога на тарелке, м (рис. 3).

Значения коэффициентов k_1, k_2, k_3, k_4 и показателя степени n_1 приведены в табл. 13.

Таблица 13

Тип тарелки	$k_1 \cdot 10^5$	k_2	$k_3 \cdot 10^2$	k_4	n_1
Колпачковая	23,0	0,23	4,4	4,6	1,16
S-образная	4,5	0,30	7,1	1,3	1,52
Клапанная	5,5	0,17	5,9	2,2	1,38
Ситчатая	6,2	0,42	8,5	2,7	1,61

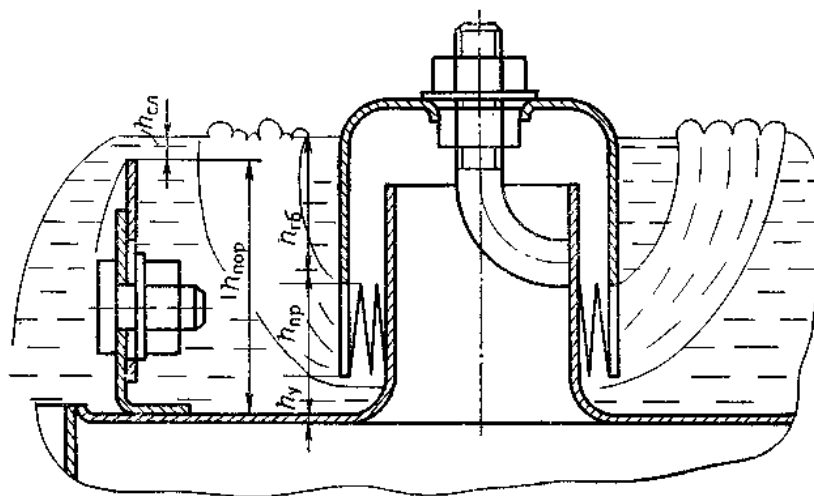


Рис. 3. Расположение колпачка и сливного порога

Высота подпора жидкости над сливным порогом

$$h_{сл} = 0,68 \cdot \left(\frac{V_{жд}}{\Pi} \right)^{0,67},$$

где $V_{жд}$ – действительный расход жидкости, протекающей через переливное устройство, м³/с;

Π – периметр слива (длина сливного порога), м.

С учетом жидкости, переносимой паром (газом) на вышележащую тарелку, действительный расход жидкости в переливном устройстве

$$V_{жд} = V_{ж} + \frac{G_n \cdot Y}{\rho_{ж}},$$

где G_n – массовый расход пара (газа) в колонне, кг/с;

Y – относительный унос жидкости.

Высота сливного порога на колпачковых тарелках

$$h_{нор} = h_{з.б} - h_{сл} + h_{пр} + h_y,$$

где $h_{з.б}$ – высота глубины барботажа;

$h_{пр}$ – высота прорези в колпачке;

h_y – высота установки колпачка (расстояние от тарелки до нижнего торца колпачка), $h_y = 0 \div 10$ мм.

При расчетном значении $h_{нор} < 45$ мм следует принимать $h_{нор} = 45$ мм.

Глубину барботажа (м) можно рассчитать по формуле

$$h_{з.б} = (0,7 / \rho_{ж}) \cdot p^{0,35},$$

где p – абсолютное давление в колонне, Па.

Высота сливного порога на ситчатых и клапанных тарелках

$$h_{нор} = h_{з.б} - h_{сл}.$$

Колпачки нормализованных тарелок имеют прорези различной высоты (15, 20, 25, 30, 45 мм) и формы (прямоугольная, трапецеидальная). Наибольшая эффективность тарелки достигается тогда, когда пар проходит через все сечения прорези, т.е. прорезь полностью открыта.

Высоту открытия прорези можно рассчитать по уравнению

$$h_{пр} = 0,46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{V_n}{m \cdot z \cdot b}\right)^2 \cdot \frac{\rho_n}{\rho_{ж} - \rho_n}},$$

где V_n – расход пара в колонне, м³/с;

m – количество колпачков на тарелке;

z – количество прорезей в одном колпачке;

b – расчетная ширина прорези.

В стальных капсульных (круглых) колпачках количество прорезей следующее:

Диаметр колпачка D_k , мм	60	80	100	150
Количество прорезей z	16	20	26	40

В желобчатых колпачках $z = 130 \cdot l_{кп}$, в S-образных элементах $z = 40 \cdot l_{кп}$, где $l_{кп}$ – длина колпачка, м.

Для тарелки необходимо проверить надежность работы сливного устройства. Во избежание захлебывания сливного устройства скорость жидкости в нем должна отвечать условию

$$w_{ж.сл} = V_{жд} / F_{сл} < k_5 \cdot H_T^{n_2},$$

где $F_{сл}$ – площадь сливного устройства выбранной тарелки, м².

Значения коэффициентов k_5 и показателей степени n_2 в зависимости от фактора вспениваемости жидкости приведены в табл. 14.

Таблица 14

Вспениваемость жидкости	φ	k_5	n_2
Малая (ректификация нефтяных фракций, углеводородных газов, кроме легких типа метана и этана, фтористых систем – фреонов)	1 – 0,9	0,250	0,65
Средняя (атмосферная перегонка нефти, абсорбция и десорбция углеводородов, регенерация аминов и гликолей)	0,9 – 0,7	0,225	0,80
Большая (вакуумная перегонка мазута, абсорбция аминами и гликолями, растворами глицерина, метилэтилкетонами)	0,7 – 0,6	0,118	1,3

Скорость жидкости (м/с) в зазоре между основанием тарелки и нижней кромкой сливного стакана (зазор a на рис. 4) должна отвечать условию

$$w_{ж.з} = V_{ж.д} / (\Pi \cdot a) < 0,45.$$

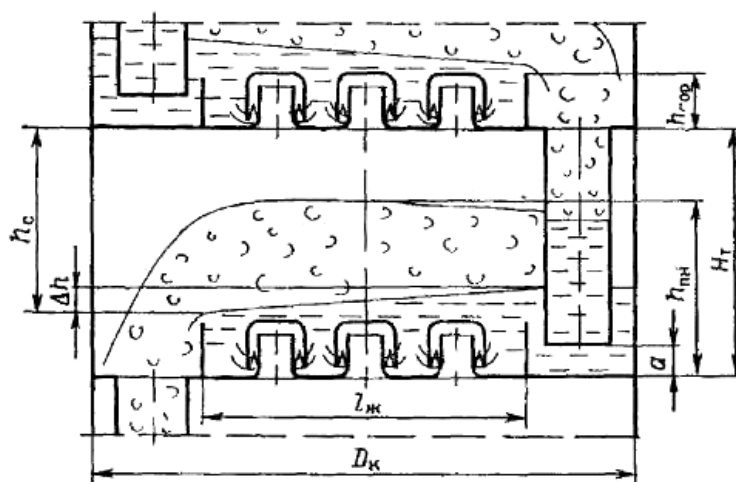


Рис. 4. Основные параметры колпачковой тарелки

Для тарелок ТСК-1 $a = 0,035$ м; для тарелок типов ТСК-Р, ТС и S-образных $a = 0,06$ м; для клапанных тарелок $a = 0,09$ м.

Если одно из выше приведенных условий не соблюдается, следует увеличить расстояние между тарелками или перейти к расчету двухпоточной (двухсливной) тарелки.

Расчет сопротивления тарелок практически бывает необходим для вакуумных ректификационных колонн, колонн с большим количеством та-

релок (80 ÷ 100), работающих под атмосферным давлением, а также для абсорбционных колонн, когда их сопротивление определяет выбор напора газодувки.

Общее сопротивление тарелки с переливным устройством принято рассчитывать по уравнению

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_{жс},$$

где Δp_c – сопротивление сухой тарелки, Па;

$\Delta p_{жс}$ – сопротивление слоя жидкости на тарелке, Па.

Сопротивление сухой тарелки равно

$$\Delta p_{сух} = \zeta \cdot \frac{\rho_n \cdot w_o^2}{2}, \text{ Па,}$$

где ρ_n – плотность пара (газа), кг/м³;

w_o – скорость пара (газа) в паровых патрубках или отверстиях тарелки, м/с.

Коэффициенты сопротивления сухой тарелки имеют следующие значения: для колпачковой тарелки с диаметром колпачка D_k , м, $\zeta = 1,73 \cdot D_k^{-0,25}$; для тарелки из S-образных элементов $\zeta = 4$; для клапанной тарелки $\zeta = 3,6$; для ситчатой тарелки $\zeta = 1,7$.

Сопротивление слоя жидкости на тарелке

$$\Delta p_{жс} = \left(h_{з.б} + \frac{h_{нр} + \Delta h}{2} \right) \cdot \rho_{жс} \cdot g, \text{ Па,}$$

где Δh – перепад уровня жидкости на тарелке по пути ее движения, м.

Величину перепада уровня жидкости на тарелке можно ориентировочно оценить по формуле

$$\Delta h = 0,1 \cdot \lambda_9 \cdot \frac{l_{жс} \cdot V_{жс}^2}{\Pi^2 \cdot (h_{нор} + h_{сл})^3 \cdot g}, \text{ м,}$$

где λ_9 – эквивалентный коэффициент сопротивления перетоку жидкости по тарелке;

$l_{жс}$ – длина пути жидкости на тарелке, м;

Π – периметр слива, м;

$V_{жс}$ – расход жидкости, текущей по тарелке, м³/с.

Для нормализованных тарелок с перекрестным движением пара и жидкости можно принять следующие значения λ_3 : для тарелок с капсульными колпачками $\lambda_3 \approx 16 \cdot l_{жс}$; клапанных тарелок $\lambda_3 \approx 8 \cdot l_{жс}$; ситчатых тарелок $\lambda_3 \approx 6 \cdot l_{жс}$.

Для тарелок, скомпонованных из S-образных элементов и ситчатых с отбойными элементами величина Δh зависит также от скорости пара в колонне, который способствует перетоку жидкости на тарелке.

Если при расчете однопоточной тарелки величина перепада жидкости окажется $\Delta h > 0,2 \cdot h_{сл}$, следует перейти к многопоточной тарелке.

Колонны с решетчатыми (провальными) тарелками

Провальные тарелки отличаются от обычных (колпачковых и ситчатых) тем, что они не имеют переливных устройств для перетока жидкости. Стеkanie жидкости в них происходит за счет «провала» ее через те же отверстия или щели, через которые проходит газ или пар.

Провальные тарелки типа ТР устанавливаются в колоннах с цельносварным корпусом диаметром от 1000 до 3000 мм с интервалом через 200 мм. Расстояния между тарелками – 600; 700; 800 и 900 мм.

Основным элементом тарелки является дырчатый лист со щелевыми отверстиями (рис. 5). Поскольку перфорация распределена равномерно по всей поверхности тарелки, ее рабочая площадь практически равна площади сечения колонны.

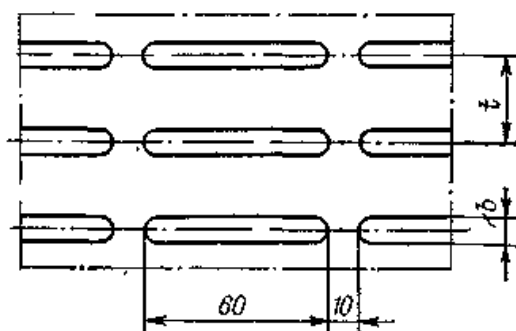


Рис. 5. Вид перфорации решетчатой (провальной) тарелки

Максимально допустимая скорость пара в колонне

$$w = 0,416 \cdot \left(\frac{\rho_{жс} - \rho_n}{\rho_n} \right)^{0,5} \cdot f_o \cdot (1 - f_{o.жс}),$$

где f_o – относительное свободное сечение тарелки (табл. 15);
 $f_{o.ж}$ – доля площади отверстий, занятая стекающей жидкостью, которую можно определить по формуле

$$f_{o.ж} = \frac{1}{1 + 0,73 \cdot \left(\frac{\zeta \cdot \rho_{ж}}{\rho_n} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{G_n}{G_{ж}} \right)^{0,67}},$$

где G_n – расход пара, кг/с;
 $G_{ж}$ – расход жидкости, кг/с;
 $\rho_n, \rho_{ж}$ – плотности пара и жидкости, кг/м³;
 ζ – коэффициент сопротивления тарелки

$$\zeta = 1,75 \cdot (1 - f_o)^2 \cdot \left(\frac{b}{\delta} \right)^{0,2},$$

где b – ширина щели в тарелке;
 δ – толщина тарелки (табл. 15).

Таблица 15

Относительное свободное сечение f_o решетчатых тарелок типа ТР

Толщина тарелки δ , мм	Ширина щели b , мм	f_o при шаге расположения щелей t , мм									
		8	10	12	14	16	18	20	22	24	28
2	4	0,27	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	–
4	6	–	0,31	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12

Примечание. Диаметр решетчатых тарелок типа ТР изменяется от 1000 до 3000 мм с интервалом через 200 мм. Расстояние между тарелками H_T составляет 600; 700; 800 или 900 мм.

Расстояние между тарелками должно отвечать условию

$$H_T \geq h_{n.n} + h_c,$$

где $h_{n.n}$ – высота слоя динамической пены, образующейся на тарелке, м;
 h_c – высота сепарационного пространства между слоем пены и вышележащей тарелкой, м.

Высоту пены можно определить из уравнения

$$h_{n.n} \cdot (1 - \varphi) \cdot \rho_{ж} \cdot g = \Delta p - \frac{\zeta \cdot \rho_n \cdot w^2}{2 \cdot f_o^2 \cdot (1 - f_{o.ж})^2},$$

где $(1 - \varphi)$ – объемная доля жидкости в пене (φ – газосодержание пены);

Δp – общее сопротивление тарелки, Па;

ζ – коэффициент сопротивления сухой тарелки.

Объемная доля жидкости в пене определяется по формуле

$$1 - \varphi = 0,43 \cdot \left(\frac{G_{жс}}{G_n} \right)^{0,325} \cdot \left(\frac{\rho_n}{\rho_{жс}} \right)^{0,16} \cdot \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu_n} \right)^{0,036},$$

где $\mu_{жс}$ – вязкость жидкости, Па·с;

μ_n – вязкость пара, Па·с.

Общее сопротивление орошаемой тарелки

$$\Delta p = \frac{\zeta \cdot \rho_n \cdot w^2}{2 \cdot f_o^2 \cdot (1 - f_{o.жс})^3 \cdot (1 - \beta)} \cdot [1 - f_{o.жс} \cdot (1 - \beta)] + \frac{2 \cdot \sigma}{b \cdot (1 - \beta)},$$

где β – коэффициент, зависящий от давлений в зонах пара и стекающей

жидкости, $\beta = 1,11 \left(\frac{\rho_n}{\rho_{жс}} \right)^{0,118}$;

σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

b – ширина щели, м.

При известных значениях расстояния между тарелками H_T и высоты пены $h_{n,n}$ необходимо проверить высоту сепарационного пространства h_c , которая должна обеспечить допустимый унос жидкости на вышележащую тарелку.

Величина относительного уноса, определяемая уравнением

$$Y = 163,5 \cdot \left(\frac{w}{h_c} \right)^{2,56} \cdot \left(\frac{\rho_n}{\rho_{жс} - \rho_n} \right)^{0,73} \cdot \left(\frac{\mu_n}{\sigma} \right)^{1,1},$$

не должна превышать 0,05 кг/кг.

Примеры для самостоятельного решения

Провести гидравлический расчет и подобрать стандартизованную колонну по условиям задач, приведенных в табл. 16.

Условные обозначения в табл. 16: G_n – нагрузка колонны по пару, кг/ч; $G_{жс}$ – нагрузка колонны по жидкости, кг/ч; ρ_n – плотность пара, кг/м³; $\rho_{жс}$ – плотность жидкости, кг/м³; σ – поверхностное натяжение жидкости, Дж/м²; μ_n – вязкость пара, Па·с; $\mu_{жс}$ – вязкость жидкости, Па·с; $n_{ст}$ – число ступеней изменения концентрации.

Тарелки: I – колпачковая; II – клапанная; III – ситчатая; IV – провальная.

Исходные данные для расчета

№ варианта	Тип тарелки	G_n	$G_{ж}$	ρ_n	$\rho_{ж}$	$\sigma \cdot 10^3$	$\mu_n \cdot 10^3$	$\mu_{ж} \cdot 10^3$	$n_{см}$
1	I	2900	2800	3,5	850	17	5,6	4,2	20
2	I	9000	7500	6,3	920	20	8,0	6,3	14
3	I	7400	6300	2,4	950	25	2,3	3,6	16
4	I	22300	19400	3,8	860	32	2,0	7,5	18
5	I	68400	55600	7,6	890	48	1,5	2,6	10
6	I	44000	36000	3,4	730	25	1,8	3,8	13
7	I	86400	70200	5,7	940	36	2,3	1,6	10
8	II	26600	24800	6,6	845	45	4,7	2,8	16
9	II	21200	19800	7,8	920	18	2,3	4,3	17
10	II	17000	16000	5,5	730	24	3,6	5,7	14
11	II	39500	35700	6,7	670	28	5,3	3,2	18
12	II	32400	29600	3,6	930	36	2,4	6,8	21
13	II	44000	36000	3,4	880	42	3,2	2,3	8
14	III	4600	4200	5600	920	28	4,2	3,8	10
15	III	6900	5600	4,8	770	37	2,4	4,5	13
16	III	16100	15200	5,2	930	35	1,5	6,3	8
17	III	37200	35300	6,3	850	44	2,8	5,4	14
18	III	43200	42400	4,8	780	28	3,2	2,8	11
19	III	50500	49700	3,9	970	33	4,1	3,6	10
20	IV	36800	33500	4,6	870	29	1,6	4,2	12
21	IV	43300	47500	5,8	675	41	1,8	2,4	14
22	IV	30100	29500	9,7	890	36	2,3	2,7	10
23	IV	50100	48000	8,5	920	45	2,5	3,2	8
24	IV	70200	65700	7,8	840	64	3,6	4,3	7
25	IV	81600	79600	6,3	790	36	1,8	4,0	6

ПРИМЕРНЫЕ ВОПРОСЫ К ЗАЧЕТУ

Трубопроводы и трубопроводная арматура

1. Назначение запорной арматуры.
2. Виды запорной арматуры в зависимости от характера работы затвора.
3. Краны, вентили, задвижки, заслонки: устройство, принцип действия, область применения.
4. Назначение регулирующей арматуры.
5. Клапаны: устройство, принцип действия, область применения.
6. Фазоразделительная, предохранительная и защитная арматура.

Центрифугирование. Центрифуги

1. Принцип разделения суспензий и эмульсий в поле центробежных сил.
2. Классификация центрифуг.
3. Фильтрующие центрифуги, область применения.
4. Отстойные центрифуги, область применения.
5. Фактор разделения.
6. Устройство, принцип действия центрифуг: с ножевым съемом осадка, с поршневой, шнековой, инерционной, вибрационной выгрузкой осадка; преимущества, недостатки, область применения.
7. Расчет центрифуги периодического действия.
8. Расчет отстойной центрифуги с ножевым съемом осадка.
9. Расчет осадительной шнековой центрифуги.

Реакторы химической промышленности

1. Назначение химических реакторов.
2. Классификация химических реакций.
3. Кинетика химических реакций.
4. Влияние температуры на скорость химических реакций.
5. Классификация химических реакторов.
6. Основные технологические характеристики работы реактора.
7. Влияние технологических параметров реакционного процесса на выбор конструкционного материала.
8. Реакторы идеального смешения и идеального вытеснения.

9. Классификация реакторов для системы газ-жидкость, жидкость-жидкость.

10. Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реакторов барботажного, газлифтного, пленочного типа.

11. Классификация реакторов для некаталитических реакций системы газ-твердое.

12. Реакторы для каталитических реакций, их классификация.

13. Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора, шахтного, трубчатого, роторного, полочного реактора.

14. Цель и способы перемешивания.

15. Основные части механического перемешивающего устройства.

16. Конструкции мешалок в зависимости от устройства лопастей.

17. Лопастные, пропеллерные, турбинные мешалки, область их применения.

18. Мешалки для вязких и высоковязких сред.

19. Специальные мешалки (барабанные, дисковые, вибрационные).

20. Методика расчета перемешивающих устройств.

Печи химической промышленности

1. Классификация печей химической промышленности.

2. Элементный состав топлива. Теплота сгорания топлива. Условное топливо.

3. Расчет процесса горения топлива.

4. Тепловой баланс и КПД печи.

5. Основные характеристики трубчатых печей.

6. Расчет радиантной камеры печи.

7. Расчет конвекционной камеры печи.

8. Горелки.

Сушильные аппараты

1. Барабанные сушилки. Методика расчета.

2. Принцип сушки материала в аэрофонтанной сушилке.

3. Распыливающие устройства, применяемые в распылительных сушилках.

4. Вакуумные сушилки.

Теплообменные аппараты

1. Классификация теплообменных аппаратов.
2. Расчет поверхности теплообмена аппарата.
3. Гидравлический расчет теплообменного аппарата.
4. Кожухотрубчатые теплообменники, устройство, принцип действия, область применения.
5. Способы крепления труб в трубной решетке.
6. Способы компенсации температурных расширений в кожухотрубчатых теплообменниках.
7. Устройство, принцип действия, область применения теплообменников «труба в трубе», спиральных, пластинчатых теплообменников.
8. Методика инженерного расчета теплообменного устройства.
9. Выбор тепловых и гидродинамических параметров теплообменного процесса.
10. Тепловые балансы теплообменных аппаратов в зависимости от их назначения (холодильники, теплообменники, испарители, конденсаторы).
11. Расчет движущей силы процесса теплообмена.

Колонные массообменные аппараты

1. Назначение, область применения колонных массообменных аппаратов.
2. Классификация колонных аппаратов.
3. Классификация тарельчатых колонных аппаратов.
4. Тарелки барботажного, провального, колпачкового, клапанного, S-образного, ситчатого, щелевого типа; устройство, принцип действия, особенности монтажа и эксплуатации.
5. Определение основных конструктивных размеров колонных массообменных аппаратов.

ПРИМЕРНЫЕ ВОПРОСЫ К ЭКЗАМЕНУ

Трубопроводы и трубопроводная арматура

1. Технологические трубопроводы. Классификация трубопроводов.
2. Классификация трубопроводной арматуры.
3. Запорная арматура: типы, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки (краны, вентили).
4. Запорная арматура: типы, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки (задвижки, заслонки).
5. Регулирующая арматура: типы, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.
6. Фазоразделительная арматура: типы, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.
7. Предохранительная и защитная арматура: типы, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.
8. Защитная (отсечная) арматура: типы, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.
9. Выбор трубопроводной арматуры.

Центрифугирование. Центрифуги

1. Центрифугирование. Способы создания центробежных сил.
2. Классификация центрифуг.
3. Центробежные силы и фактор разделения. Расчет отстойных центрифуг.
4. Трехколонные центрифуги (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).
5. Центрифуги с ножевым устройством для удаления осадка (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).
6. Центрифуги с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).
7. Центрифуга со шнековым устройством для удаления осадка (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).
8. Центрифуги с инерционной и вибрационной выгрузкой осадка (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).
9. Центрифуги с отражательными кольцами (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).
10. Жидкостные сепараторы тарельчатого типа (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).

11. Трубчатые сверхцентрифуги (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).

12. Гидроциклоны (конструкция, принцип работы, достоинства и недостатки).

Реакторы химической промышленности

1. Назначение химических реакторов. Классификация химических реакторов.

2. Классификация химических реакций. Скорость реакции и степень превращения. Кинетика химических реакций.

3. Влияние температуры и давления на скорость химических реакций.

4. Основные технологические характеристики работы реактора.

5. Влияние технологических параметров реакционного процесса на выбор конструкционного материала.

6. Модели идеальных реакторов. Характеристика реакторов различного гидродинамического режима.

7. Расчет реакторов периодического действия.

8. Расчет реакторов непрерывного действия.

9. Графический метод расчета каскада реакторов.

10. Трубчатые реакторы. Расчет трубчатых реакторов.

11. Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реакторов для реакций в газовой фазе.

12. Реакторы-котлы. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

13. Реакционные аппараты колонного типа. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

14. Барботажные реакторы. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

15. Газлифтные реакторы. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

16. Реакторы пленочного типа. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

17. Пенные реакторы. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

18. Реакторы с перемешиванием для проведения реакций в жидкой среде. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

19. Реакторы с полным вытеснением для проведения реакций в жидкой среде. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

20. Реактор для системы жидкость-жидкость с высокими скоростями реакций. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

21. Реакторы для проведения гетерогенных некаталитических реакций в системе газ-твердое. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

22. Классификация реакторов для проведения гетерогенных некаталитических реакций в системе газ-твердое тело.

23. Реакторы для гетерогенных каталитических процессов: назначение, классификация.

24. Состав катализаторов и требования к ним. Регенерация катализатора.

25. Реакторы с неподвижным слоем катализатора. Виды, классификация, достоинства и недостатки.

26. Реакторы с неподвижным слоем катализатора с аксиальным вводом сырья. Принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

27. Реакторы с неподвижным слоем катализатора с радиальным вводом сырья. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

28. Реакторы полочного типа. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

29. Кожухотрубчатые реакторы. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

30. Способы загрузки катализатора в реакторы, их основные преимущества и недостатки.

31. Реакторы с движущимся слоем катализатора. Принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

32. Реакторы с псевдоожиженным слоем катализатора. Принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

33. Одноконтальный реактор с псевдоожиженным слоем катализатора. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

34. Многосекционные реакторы с псевдоожиженным слоем катализатора. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

35. Реакторы с псевдооживленным слоем с циркуляцией и без циркуляции катализатора. Устройство, принцип работы, область применения, преимущества и недостатки.

36. Реакторно-регенераторный блок установки каталитического крекинга MSCC. Устройство, принцип работы.

37. Влияние условий проведения процесса на выбор конструктивных материалов.

Печи химической промышленности

1. Классификация печей химической промышленности.
2. Классификация трубчатых печей по технологическим и конструктивным признакам.
3. Основные характеристики трубчатых печей.
4. Топливо: элементный состав, виды, теплота сгорания. Формула Менделеева. Условное топливо.
5. Механизм процессов горения газообразных, жидких, твердых топлив.
6. Расчет процесса горения топлива. Расход воздуха.
7. Состав продуктов сгорания топлива. Энтальпия дымовых газов.
8. Приближенный тепловой баланс и КПД печи.
9. Теплообмен в трубчатой печи. Основные эксплуатационные характеристики трубчатых печей.
10. Полезная тепловая нагрузка, расход топлива.
11. Способы снижения расхода топлива.
12. Расчет радиантной камеры трубчатой печи.
13. Расчет лучистого теплообмена в топке печи.
14. Расчет конвекционной камеры трубчатой печи.
15. Гидравлический расчет змеевика трубчатой печи.
16. Газовое сопротивление. Тяга.
17. Основные типы трубчатых печей (особенности конструкций, достоинства и недостатки).
18. Конструктивные элементы трубчатых печей (каркас, футеровка, змеевики, решетки, опоры и пр.).
19. Основные требования, предъявляемые к горелкам. Расположение горелок.
20. Подогрев воздуха и генерация пара теплом дымовых газов. Котлы-утилизаторы, парогенераторы, воздухонагреватели.

21. Комбинированные горелки. Область применения, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.

22. Акустические горелки. Область применения, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.

23. Беспламенные панельные горелки. Область применения, конструкции, принцип действия, достоинства и недостатки.

Сушильные аппараты

1. Цель процесса сушки и назначение сушильного оборудования.

2. Методы и физические основы сушки.

3. Классификация сушилок, применяемых в химической промышленности.

4. Конвективные сушилки, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки.

5. Полочные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

6. Туннельные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

7. Ленточные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

8. Вальцеленточные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

9. Петлевые сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

10. Барабанные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

11. Аппараты для сушки материала в псевдооживленном (кипящем) слое. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

12. Аэрофонтанные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

13. Аппараты для сушки материалов в режиме пневмотранспорта. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

14. Комбинированные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

15. Распылительные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

16. Кондуктивные сушилки, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки.

17. Полочная кондуктивная сушилка. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

18. Барабанные кондуктивные вакуумные сушилки. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

19. Вальцевые кондуктивные сушильные аппараты. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

20. Кондуктивные сушилки трубчатого типа. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

21. Выбор типа сушильного аппарата.

22. Сушильные аппараты с использованием специальных способов сушки, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки.

23. Сушильные аппараты для сушки излучением. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

24. Сушильные аппараты для сушки в поле токов высокой частоты. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

25. Сублимационные сушильные аппараты. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

26. Выбор режима сушки. Подготовка материала к сушке. Выбор теплоносителя для сушки.

27. Задачи оптимизации процесса сушки. Выбор типа сушильного аппарата.

Теплообменные аппараты

1. Классификация теплообменных аппаратов.

2. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками (тип Н). Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

3. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с температурным компенсатором на кожухе (тип К). Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

4. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с U-образными трубами (тип У). Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

5. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с плавающей головкой (тип П). Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

6. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с плавающей головкой и компенсатором (тип ПК). Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

7. Интенсификация процесса теплообмена в кожухотрубчатых теплообменных аппаратах. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

8. Теплообменные аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из листового материала. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

9. Пластинчатые теплообменники. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

10. Спиральные теплообменники. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

11. Аппараты воздушного охлаждения. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

12. Теплообменные аппараты «труба в трубе». Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

13. Змеевиковые теплообменники. Область применения, конструкция, принцип действия, достоинства и недостатки.

14. Перспективная теплообменная техника.

15. Очистка теплообменных аппаратов.

Колонные массообменные аппараты

1. Назначение и область применения массообменных аппаратов.

2. Классификация колонных массообменных аппаратов.

3. Тарельчатые колонные аппараты. Классификация. Устройство. Область применения.

4. Основные параметры контактных массообменных устройств.

5. Колпачковые тарелки. Устройство, принцип работы, достоинства и недостатки.

6. Клапанные тарелки. Устройство, принцип работы, достоинства и недостатки.

7. Тарелки с S-образными элементами. Устройство, принцип работы, достоинства и недостатки.

8. Ситчатые тарелки. Устройство, принцип работы, достоинства и недостатки.

9. Решетчатые тарелки. Устройство, принцип работы, достоинства и недостатки.

10. Общие требования, предъявляемые к тарельчатым контактными устройствам.

11. Секционированные массообменные устройства. Виды, принцип работы, достоинства и недостатки.

12. Способы упорядочения потоков на тарелках в нефтяных ректификационных колоннах.

13. Насадочные массообменные аппараты. Классификация. Устройство. Область применения.

14. Конструкции насадочных контактных массообменных устройств. Область применения насадок.

15. Конструкции внутренних узлов колонных массообменных аппаратов: узлы ввода и вывода продуктов из колонны.

16. Конструкции внутренних узлов колонных массообменных аппаратов: устройства для распределения жидкости и пара (газа) в насадочных колоннах, перераспределительные устройства.

17. Конструкции внутренних узлов колонных массообменных аппаратов: устройства для сепарации газожидкостных потоков.

18. Общая схема расчета колонных массообменных аппаратов.

Литература

Основная

1. Поникаров, И.И. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки: учебник / И.И. Поникаров, М.Г. Гайнуллин. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Альфа-М, 2006. – 608 с.
2. Ентус, Н.Р. Трубчатые печи в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / Н.Р. Ентус, В.В. Шарихин. – М.: Химия, 1987 – 299 с.
3. Кузнецов, А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – 2-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1974 – 344 с.
4. Скобло, А.И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности: учебник для вузов / А.И. Скобло, И.А. Трегубова, Ю.К. Молоканов. – М.: Химия, 1982 – 584 с.
5. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А. Александров. – М.: Химия, 1978. – 277 с.
6. Чернобыльский, И.И. Сушильные установки химической промышленности / И.И. Чернобыльский, Ю.М. Тананайко. – Киев: Техника, 1969. – 279 с.
7. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 760 с.
8. Смирнов, Н.Н. Реакторы в химической промышленности / Н.Н. Смирнов. – М.: Химия, 1972. – 58 с.

Дополнительная

1. Молоканов, Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки / Ю.К. Молоканов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1987. – 367с.
2. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, П.И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
3. Генкин, А.Э. Оборудование химических заводов / А.Э. Генкин. – М.: Высш. шк., 1978. – 272 с.
4. Чернобыльский, И.И. Машины и аппараты химических производств / И.И. Чернобыльский. – М.: Машиностроение, 1975. – 456 с.
5. Гуревич, Д.Ф. Арматура химических установок / Д.Ф. Гуревич, О.Н. Шпаков, Ю.Н. Вишневу. – Л.: Химия, 1979. – 320 с.
6. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г.С. Борисов [и др.]; под ред. Ю.И. Дытнерского. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
7. Машины и аппараты химических производств: примеры и задачи / И.В. Доманский [и др.]; под общ. ред. В.Н. Соколова. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.
8. Соколов, В.Н. Современные промышленные центрифуги / В.Н. Соколов. – М.: Машиностроение, 1967. – 522 с.
9. Интернет-версия учеб. пособия по дисциплине «Машины и аппараты химических производств». – Тамбов: Тамбовский государственный технический университет, 2000. – Режим доступа: <http://macp.web.tstu.ru/>.

Учебное издание

**МАШИНЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ**

Учебно-методический комплекс
для студентов специальности 1-36 07 01
«Машины и аппараты химических производств
и предприятий строительных материалов»

В двух частях

Часть 1

**Оборудование гидромеханических, реакционных,
тепловых и массообменных процессов**

Составители

БЕГЕРА Алексей Иванович
ЖАРКОВА Ольга Николаевна

Редактор *Т. А. Дарьянова*

Дизайн обложки *В. А. Виноградовой*

Подписано в печать 24.05.10. Формат 60x84 1/16. Гарнитура Таймс. Бумага офсетная.
Ризография. Усл. печ. л. 19,95. Уч.-изд. л. 19,72. Тираж 40 экз. Заказ 595.

Издатель и полиграфическое исполнение –
учреждение образования «Полоцкий государственный университет»

ЛИ № 02330/0548568 от 26.06.09

ЛП № 02330/0494256 от 27.05.09

211440, г. Новополоцк, ул. Блохина, 29