

Федеральное агентство по образованию
Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования
«ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

В.М. Сутягин, В.В. Бочкарев

**ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ И
ОБОРУДОВАНИЕ ПРОИЗВОДСТВ
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

Учебное пособие

Рекомендовано Сибирским региональным учебно-методическим центром высшего профессионального образования для межвузовского использования в качестве учебного пособия для студентов всех форм обучения по направлению подготовки 240400 – Химическая технология органических веществ и топлива

Издательство Томского политехнического университета
2009

УДК 66.001+665.65
ББК 35.61–2–5я73
С 90

Сутягин В.М.

С 90 Основы проектирования и оборудование производств органического синтеза: Учебное пособие / В.М. Сутягин, В.В. Бочкарев. – Томск: Изд-во ТПУ, 2009. – 188 с.
ISBN

В пособии в краткой форме изложены основы проектирования производств органического синтеза. Основное внимание уделяется вопросам технологии проектирования и основам конструирования и расчета реакторов. Приводятся рекомендации по выбору метода производства, реактора, компоновке оборудования. Учебно-методическое пособие предназначено для студентов специальности «Химическая технология органических веществ». Оно может быть полезным также инженерно-техническим работникам предприятий органического синтеза.

УДК 66.001+665.65
ББК 35.61–2–5я73

Рекомендовано к печати Редакционно-издательским советом
Томского политехнического университета

Рецензенты

Первый заместитель генерального директора Томского нефтеперерабатывающего завода
А.Г. Постоев

Генеральный директор ЗАО «НПК Полимер-Компаунд»
А.Е. Чернов

ISBN

© В.М. Сутягин, В.В. Бочкарев, 2009
© Томский политехнический университет, 2009

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	5
1. Проектно-сметная документация	7
1.1. Исходные материалы для проектирования производств ООС	7
1.2. Разработка проектно-сметной документации	10
2. Разработка технологической схемы производств органического синтеза	13
2.1. Выбор метода производства.....	13
2.2. Последовательность разработки технологической схемы химического производства	17
2.3. Оформление схемы производства	21
2.4. Автоматическое управление технологическими процессами	24
2.5. Механизация транспортных погрузочно-разгрузочных работ	25
2.6. Удаление отходов производства.....	27
3. Выбор типа и конструкции реактора.....	29
3.1. Классификация реакторов	29
3.2. Выбор типа реактора по кинетическим параметрам	30
3.3. Выбор реактора и селективность процесса	37
3.4. Сравнение экономических показателей работы реакторов	43
3.5. Выбор типа реакторов для гетерофазных и гетерогенно-каталитических процессов	45
4. Инженерно-проектные расчеты	50
4.1. Материальный баланс.....	50
4.2. Тепловой баланс	55
4.3. Технологический расчет реакторов.....	64
4.4. Механический расчет.....	80
4.5. Гидравлический расчет.....	82
5. Защита металлов от коррозии и выбор конструкционных материалов для технологического оборудования.....	85
5.1. Коррозия металлов.....	85
5.2. Выбор материалов для технологического оборудования	90
5.3. Влияние конструктивных особенностей элементов реакторов на коррозионный процесс	96
6. Конструктивная разработка реакторов	102
7. Детали реакторов и их узлы	105
7.1. Днища и крышки	105
7.2. Фланцевые соединения.....	106
7.3. Прокладки и крепежные детали	109
7.4. Штуцера	111
7.5. Бобышки.....	113
7.6. Смотровые окна.....	113

7.7. Люки и лазы	114
7.8. Лапы и опоры реакторов	114
7.9. Оформление поверхности теплообмена реакторов	116
7.10. Обогрев реакторов и теплоносители	122
7.11. Перемешивающие устройства	124
8. Конструктивные типы реакторов	135
8.1. Реакторы на основе типовой аппаратуры	135
8.2. Реакторы для контактно-каталитических процессов.....	141
8.3. Реакторы высокого давления	154
8.4. Реакторы для проведения высокотемпературных химических процессов	156
8.5. Подбор вспомогательного оборудования	160
9. Трубопроводные системы в химической промышленности.....	166
9.1. Трубы и их фасонные части	166
9.2. Трубопроводная арматура	170
10. Компоновка производств органического синтеза.....	175
10.1. Общие положения	175
10.2. Принципы группировки оборудования.....	177
10.3. Чертежи объемно-планировочного решения.....	178
11. Охрана окружающей среды.....	180
11.1. Общие положения	180
11.2. Разработка прогноза загрязнения воздуха в районе размещения проектируемого объекта	181
11.3. Прогнозирование состояния поверхностных и подземных вод района расположения объекта	183
11.4. Прогноз воздействия объекта при возможных проектных и запроектных авариях.....	184
Список литературы	187

ПРЕДИСЛОВИЕ

Для заводов основного органического синтеза (ООС) характерны крупнотоннажные производства широко используемых органических веществ: мономеров для получения на их основе высокомолекулярных соединений; органических полупродуктов, а также растворителей, антифризов, теплоносителей, смазочных веществ, моторных топлив и т.д. Сложившаяся методология проектирования таких производств включает последовательное выполнение работ на разных этапах. В частности, разработка начинается с поисковых исследований, проходит этап лабораторных исследований, проектирования и конструирования оборудования. В эту последовательность вписываются этапы инженерно-проектных расчетов оборудования и т.д.

В данном пособии особое внимание уделено технологическому проектированию, т.е. той сердцевине, ради которой и вокруг которой создается то сложное сооружение, каким является современное производство ООС. Поэтому знание теории проектирования таких производств и практики эксплуатации аппаратов является важнейшим требованием к инженерам, работающим в промышленности ООС. Это обстоятельство привело к росту потребности в специальной литературе, обобщающей опыт проектирования химических производств. Настоящее учебное пособие может явиться некоторым вкладом в этой области.

Проект химического производства – это совокупность технической документации, включающей пояснительные записки, расчеты, чертежи, сметы. Он выполняется на основе научно-исследовательских данных и опыта эксплуатации наиболее передовых действующих заводов ООС.

Определяющей частью проекта производств ООС является технологическая часть, разработка которой включает:

- выбор и обоснование метода производства, отвечающего конкретным условиям;
- создание принципиальной схемы производства;
- расчет, выбор или разработку необходимого технологического оборудования и его рациональное размещение;
- механизацию и автоматизацию всех процессов.

По мере решения этих вопросов переходят к остальным частям проекта: архитектурно-строительной, энергетической, внешних сетей и коммуникаций и т.д.

Материал, изложенный в пособии, охватывает два круга вопросов: приемы и методы разработки технологической схемы проектируемого производства; основы конструирования реакционной аппаратуры.

Учебно-методическое пособие предназначено студентам специальности 250100 – «Химическая технология органических веществ» очного и заочного обучения. В пособии, наряду с описанием конкретного технологического оборудования, используемого в производствах ООС, большое внимание уделяется технико-экономическому обоснованию проектов, инженерно-проектным расчетам. Все расчеты составляют необходимый элемент данного учебного пособия и будут полезны студентам при выполнении ими курсовых и дипломных проектов. Одновременно приводятся сведения о конструктивных материалах, конструкциях реакторов, а также об основных деталях и узлах аппаратов и т.д. Пособие может быть полезным также инженерно-техническим работникам предприятия химической промышленности.

1. ПРОЕКТНО-СМЕТНАЯ ДОКУМЕНТАЦИЯ

Созданию предприятий ООС в натуре предшествует его строительство на «бумаге» в форме проекта, или более точно – проектно-сметной документации (ПСД). Таким образом, ПСД, представляющая собой совокупность чертежей и текстовых материалов, описывает и изображает будущее производство в целом или его составные части в отдельности. Строительно-монтажные организации потом осуществляют на основе ПСД возведение объектов в точном соответствии с замыслами проектировщиков.

Заказчиком ПСД является государственная организация, которой предоставлено право капитальных вложений в создание новых предприятий, зданий и сооружений на участке земли, отведенной ей по государственному акту, а также право капитальных вложений в реконструкцию или техническое перевооружение действующих производств ООС.

Для технического руководства и организации разработки ПСД генеральный проектировщик («Пластполимер», «Гипрокаучук» и др.) назначает главного инженера проекта.

1.1. ИСХОДНЫЕ МАТЕРИАЛЫ ДЛЯ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПРОИЗВОДСТВ ООС

В состав исходных материалов, необходимых для проектирования технологической схемы производства ООС, входят:

- исходные данные по процессу;
- утвержденное задание на проектирование;
- технические условия проектирования.

1.1.1. Исходные данные по процессу

Основным документом для разработки проекта нового химического производства является технологический регламент. Регламент содержит следующие данные:

а) литературные данные о процессе и сведения об аналогичных производствах за рубежом, обзор научно-исследовательских работ по отдельным стадиям процесса, описание технологических схем опытных производств и полужаводских установок, на которых отработывался процесс, а также изложение результатов, полученных на этих установках;

- б) техническую характеристику исходного сырья, основных продуктов и вспомогательных материалов (включая воду, сжатый воздух и азот для технических целей), области применения основных продуктов;
- в) физико-химические константы и свойства исходных, промежуточных и конечных продуктов;
- г) химизм процессов по стадиям, термодинамика процесса, принципиальная схема технологическая производства, приводимая в графическом виде с кратким описанием;
- д) рабочие технологические параметры процесса (давление, температура, объемная и линейная скорость, условия приготовления и регенерация реагентов и катализаторов);
- е) материальный баланс, который представляется в виде таблиц по стадиям процесса;
- ж) техническая характеристика побочных продуктов и отходов, направление их утилизации;
- з) математическое описание технологических процессов и аппаратов;
- и) рекомендации по конструированию основного технологического оборудования и защите строительных конструкций от разрушающего воздействия новых продуктов;
- к) рекомендации для проектирования систем автоматизации процесса;
- л) рекомендации по осуществлению аналитического контроля;
- м) методы и технические параметры очистки газовых выбросов и ликвидации вредных отходов;
- н) мероприятия по технике безопасности, промышленной санитарии и противопожарной профилактике;
- о) патентный формуляр, определяющий патентную чистоту процесса;
- п) экономическое обоснование процесса, включающее прогнозы потребления в товарном продукте и обеспеченности производства сырьем на перспективу.

Получив исходные научно-исследовательские данные, проектировщик обязан детально проанализировать их и прежде всего выяснить, обладают ли эти данные требуемой полнотой и обеспечивают ли они наиболее экономичный способ производства целевых продуктов. Необходимо убедиться, достаточен ли объем экспериментальных данных для того, чтобы приступить к проектированию, опробован ли процесс на опытно-промышленной или хотя бы на опытной установке. Изучая научно-исследовательские данные, следует установить, позволяют ли они произвести необходимые технологические расчеты и выбор оборудова-

ния. Особое внимание следует уделить выбору сырья, реагентов, растворителей и катализаторов. При выборе того или иного способа производства доступность сырья должна быть одним из определяющих факторов.

Рекомендуемая в регламенте технология должна обеспечить предотвращение загрязнения воздушного бассейна, водоемов и почв вредными выбросами. Не могут быть приняты к проектной проработке технологические процессы, в которых образуются трудно очищаемые или сбрасываемые в водоемы твердые отходы.

1.1.2. Задание на проектирование

Ответственным за разработку задания на проектирование является заказчик проекта. Непосредственная разработка задания осуществляется генеральным проектировщиком по поручению заказчика.

Задание на проектирование составляется на основе:

- утвержденной схемы развития и размещения химической, нефтехимической промышленности, а также схемы развития и размещения производительных сил того экономического района, на территории которого намечается строительство предприятия;
- утвержденного акта по выбору площадки строительства;
- материалов, собранных, разработанных и согласованных в период выбора площадки строительства.

Содержание задания на проектирование изложено в инструкции СН 202–81 «О составе, порядке разработки, согласования и утверждения ПСД на строительство предприятий, зданий и сооружений».

1.1.3. Технические условия на проектирование

В этом документе должны быть приведены общие сведения о предприятии, на котором намечается строительство нового производства ООС. Технические условия состоят из нескольких частей, каждая из которых освещает соответствующий раздел проекта. Например, в технологической части технических условий отражаются следующие сведения:

- качество сырья и возможные пределы его колебаний, способ подачи сырья (по трубопроводу, по железной дороге и т.п.), параметры (давление, температура) сырья;
- параметры, с которыми должны выводиться с установки (реактора) целевые продукты;
- пути использования и параметры на выходе из аппарата некондиционных продуктов и отходов производства;

- тип изоляции технологических и паровых трубопроводов;
- фоновые концентрации вредных веществ в атмосфере и т.д.

При разработке технологической части проекта используются также сведения из других разделов технических условий, например из разделов «Теплоснабжение», «Водоснабжение». Следует заметить, что технические условия на проектирование составляются генеральной проектной организацией с привлечением при необходимости подрядных проектных организаций.

1.2. РАЗРАБОТКА ПРОЕКТНО-СМЕТНОЙ ДОКУМЕНТАЦИИ

Разрабатывая ПСД, проектировщики должны стремиться к тому, чтобы построенное производство обеспечивало выпуск заданной продукции высокого качества, удовлетворяло санитарно-гигиеническим и безопасным условиям труда, не загрязняло окружающую среду отходами производства.

Еще до начала работы над составлением проекта необходимо дать технико-экономическое обоснование (ТЭО) возможности и целесообразности создания нового промышленного объекта. Составление ТЭО является весьма важным и непростым делом. ТЭО – это предпроектный документ, в котором рассматриваются следующие вопросы.

а) Исходные положения. Характеристика роли данного предприятия и обеспечение роста мощности и покрытия потребностей в продукции, намечаемой к выпуску. Соответствие решений ТЭО схеме развития и размещения отрасли промышленности и схеме развития и размещения производственных сил экономического района. Характеристика состояния действующего предприятия, оценка и анализ его деятельности и основные технико-экономические показатели его работы.

б) Обоснование потребности хозяйства страны в продукции предприятия, его проектной мощности и специализации: ассортимент и качество продукции по основным потребителям и экономическим районам, регионы потребления продукции данного предприятия. Анализ технической возможности и экономической целесообразности покрытия дефицита данного вида продукции за счет реконструкции или расширения действующего производства.

в) Обоснование места размещения предприятия: обеспечение предприятия сырьем, топливом, водой, электроэнергией; возможность сброса промышленных отходов; наличие трудовых ресурсов, а также необходимых площадок для строительства производственных, жилых и гражданских объектов.

г) Основные технологические решения: рекомендуемая технология производства, соответствие ее новым прогрессивным технологиче-

ским процессам; требования к новому основному технологическому оборудованию; требования к уровню механизации и автоматизации производства; мероприятия по удалению промышленных стоков и мероприятия по охране окружающей среды.

д) Экономика строительства предприятия и производства продукции.

После рассмотрения ТЭО министерством или ведомством, планирующим строительство нового производства, и утверждения задания на проектирование начинается разработка ПСД, вернее, ее первой стадии – проекта. Дело в том, что только сравнительно несложные и некрупные сооружения разрешается проектировать в одну стадию, т.е. выполнять сразу так называемый рабочий проект, который может быть использован для строительства объекта. Большинство же промышленных цехов, установок проектируют в две стадии: готовят проект и рабочую документацию.

К проекту прилагается пояснительная записка, в которой приводятся все технологические расчеты, полный материальный баланс получения готовой продукции и переработки отходов; принципиальные технологические схемы по всем стадиям и переделам технологического процесса с нанесенными на них обозначениями арматуры, трубопроводов, а также места установки КИП, датчиков и исполнительных органов систем автоматизации и управления. В записке дается полное и подробное описание работы технологической схемы, а также характеристика основных решений по механизации и автоматизации технологического процесса. В проекте рассчитывается и выбирается все технологическое оборудование, приборы, средства автоматизации и механизации.

На основании технологической схемы и спецификации выбранного оборудования в проекте прорабатывается его рациональное размещение в строительных конструкциях.

Как технологические, так и строительные решения проекта иллюстрируются графическими материалами. Основными чертежами являются:

- принципиальные схемы технологических процессов и механизации производства, совмещенные с решением по их автоматизации;
- технологические компоновки по корпусам с размещением на них основного оборудования и транспортных средств;
- планы, разрезы и виды зданий и сооружений, с изображением основных несущих и ограждающих конструкций;
- схема генерального плана завода (комбината) и т.д.

Обязательным условием осуществления строительства являются предварительное рассмотрение (экспертиза) и утверждение ПСД. Первое заключение должно быть получено от научно-исследовательской организации или предприятия – автора исходных данных, по которым велась разработка технологической части проекта. Принятые в проекте решения по защите окружающей природной среды должны быть согласованы с Госгортехнадзором и Комитетом по охране окружающей среды. Затем ПСД рассматривается подрядной строительной организацией.

2. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ПРОИЗВОДСТВ ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА

2.1. ВЫБОР МЕТОДА ПРОИЗВОДСТВА

Задача создания технологических схем производств ООС состоит в разработке комплекса взаимосвязанных процессов, обеспечивающих выработку требуемых продуктов хорошего качества при минимальной себестоимости.

Разработка технологической схемы включает:

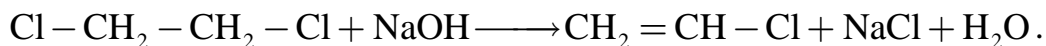
- сравнительный анализ и обоснование выбранного метода производства в соответствии с конкретными условиями;
- определение основных и вспомогательных физико-химических процессов и их последовательности;
- аппаратное оформление технологического процесса;
- решение вопроса о способах приема сырья и выдачи готовой продукции;
- определение путей и методов удаления отходов производства;
- механизацию и автоматизацию всех непрерывных и периодических процессов;
- обеспечение техники безопасности и охраны труда;
- составление перспективных планов расширения производства;
- определение диаметров технологических трубопроводов и выбор труб;
- выбор трубопроводной арматуры.

Разработка проекта начинается со сравнительного анализа данных, полученных от научно-исследовательских организаций, и задания на проектирование. Такое сравнение позволяет выбрать метод получения целевого продукта, наиболее полно отвечающий конкретным условиям задания на проектирование, определить основные экономические показатели химического производства и ориентировочную себестоимость продукции.

На этом этапе изучается потребность народного хозяйства в целевом продукте и определяется оптимальная мощность проектируемой установки. Затем рассматриваются особенности различных технологических методов. Выясняется вопрос об источниках сырья, энергетических средствах, возможности использования промежуточных продуктов, путях удаления отходов производства. Методы сравниваются по потребности в кадрах, по возможности автоматизации технологических процессов, по их простоте и безопасности, по степени отработки в лабораторных и производственных условиях.

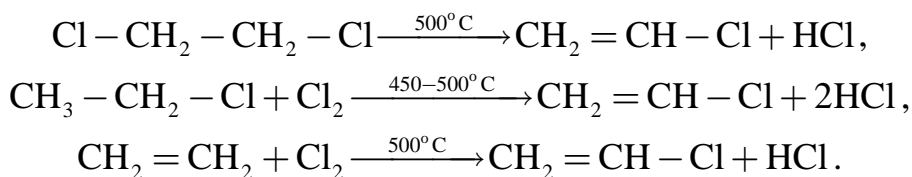
Проведем сравнение методов производства на примере синтеза хлористого винила.

Существует несколько методов промышленного производства хлористого винила (ХВ). Первым методом производства ХВ было щелочное дегидрохлорирование 1,2-дихлорэтана водно-спиртовым раствором едкого натра

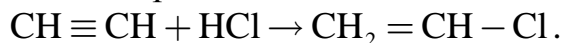


Большой расход щелочи, периодичность процесса и получение отходов в виде NaCl, мало пригодных для утилизации, заставили технологов искать более экономичные пути синтеза.

Были разработаны методы получения ХВ термическим дегидрохлорированием 1,2-дихлорэтана, совмещенным хлорированием и дегидрохлорированием хлористого этила, прямым хлорированием этилена:

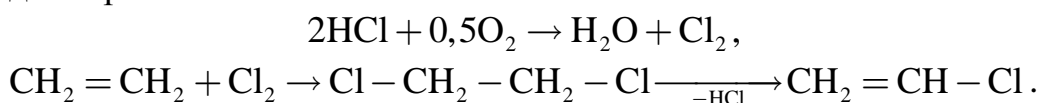


Кроме того, имеется производство ХВ из ацетилен:

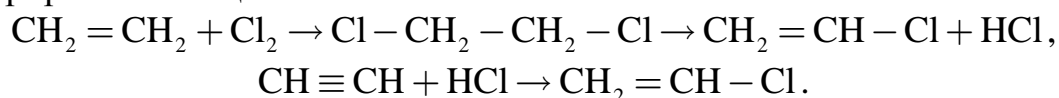


Преимущество последнего метода состоит в уменьшении расхода хлора при высоком выходе ХВ. Однако в качестве исходного вещества используется ацетилен – более дорогой, чем этилен. Процесс протекает в присутствии катализатора, который готовят путем пропитки активированного угля водным раствором сулемы с последующей сушкой. В полученном катализаторе содержится 10 % мас. HgCl₂.

Ввиду сильной ядовитости сулемы и взрывоопасности ацетилена в данном случае предъявляются жесткие требования в отношении соблюдения правил техники безопасности и охраны труда. В связи с вышеизложенным, получили распространение комбинированные методы, в которых ацетилен полностью или частично заменяют этиленом, а HCl используют для проведения гидрохлорирования (или окислительного хлорирования). Один из таких методов заключается в окислительном хлорировании этилена в дихлорэтан и термическом дегидрохлорировании дихлорэтана:



Другой метод предусматривает комбинирование аддитивного хлорирования этилена с дегидрохлорированием дихлорэтана и гидрохлорированием ацетилена:



Осуществлен также метод, в котором используется газ пиролиза, содержащий ацетилен и этилен и очищенный только от сажи, высших гомологов ацетилена и диоксида углерода. Его подают вначале на гидрохлорирование ацетилена и затем на аддитивное хлорирование этилена в дихлорэтан. Пиролиз дихлорэтана дает ХВ, а выделяющийся HCl применяется на первой стадии реакции. Следовательно, здесь имеется то же сочетание процессов, но исходным сырьем служит более дешевая смесь углеводородных газов.

Ниже приведены сведения о расходе реагентов (в моль на 1 моль) при основных методах получения ХВ.

Таблица 2.1

Расход основных реагентов при синтезе хлористого винила

Метод получения	Расход основных реагентов, $\frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль ХВ}}$			
	Этилен	Ацетилен	Хлор	Щелочь
Дегидрохлорирование 1,2-дихлорэтана:				
	щелочное	1,2	–	1,1
термическое	1,2	–	1,1	–
Гидрохлорирование ацетилена	–	1,1	0,6	–
Комбинированные методы	0,6	0,5	0,6	–

Комбинированные методы являются наиболее экономичными, поэтому их интенсивно разрабатывают и внедряют в промышленность.

Выбрав определенный метод, уточняют количество основных и вспомогательных операций (процессов) и их технологическую последовательность. Результаты изображают графически: отдельные процессы обозначают прямоугольниками или кружками, пути перемещения материалов – сплошными линиями различной толщины. Каждому процессу и технологической линии присваивается номер. Весь чертеж носит название схемы материальных потоков производства. Пример схемы ма-

териальных потоков производства 37%-го формалина приведен на рис. 2.1.

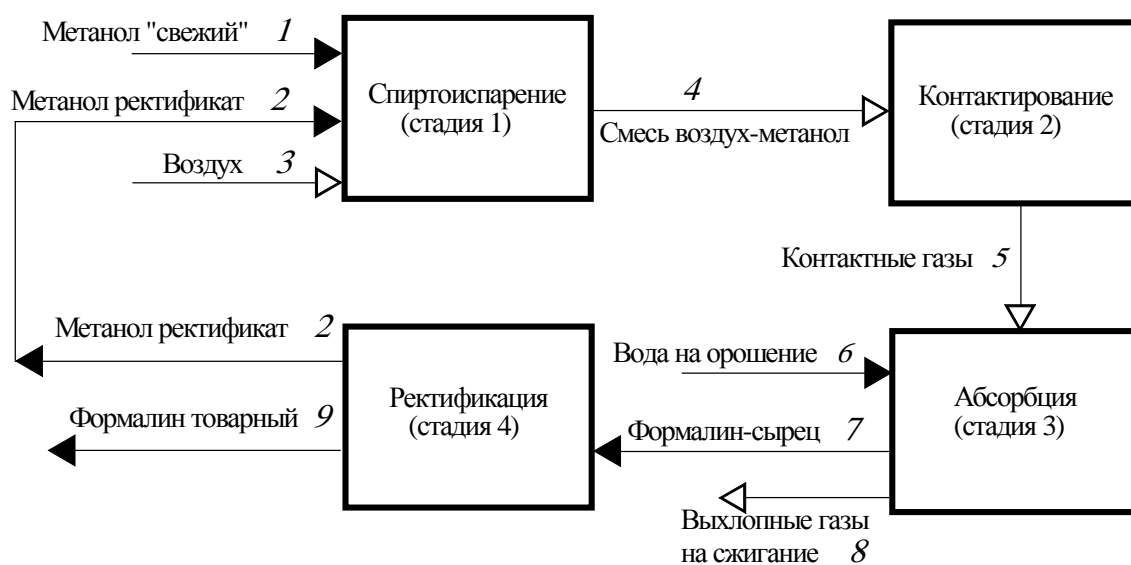


Рис. 2.1. Схема материальных потоков производства 37%-го формалина

Исходными данными для разработки технологической схемы производства являются:

- задание на проектирование;
- материалы предпроектной проработки (предполагаемый район строительства, мощность производства, сведения по технологии действующих производств или аналогов и т.д.);
- общие данные по заводу (температура воздуха, воды и т.п., условия выпуска сточных вод в общезаводскую канализацию, сброса отходящих газов в атмосферу, вывозка отходов и шлаков, особые условия и т.д.);
- рецептурные материалы к проектированию – регламент и все изменения и дополнения к нему, литературные материалы из монографий, учебников, справочников и т.д.;
- уточненные ограничивающие параметры – запрещение использовать в виде промежуточных продуктов в технологической схеме химического производства канцерогенных или мутагенных веществ; выбор мероприятий, позволяющих исключить использование сильнодействующих ядовитых веществ.

2.2. ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАЗРАБОТКИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ХИМИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА

После сбора и обработки данных на разработку технологической схемы приступают к составлению операционной технологической схемы, для чего составляется последовательно несколько блок-схем с углубляющейся детализацией, а затем приступают к составлению принципиальной технологической схемы.

Первым этапом при составлении операционных блок-схем является уточнение стадий производства. Технологическая схема обычно включает следующие стадии:

- подготовка сырья;
- проведение химического превращения;
- выделение и очистка целевого продукта;
- создание товарной формы целевого продукта.

На этом этапе на основе данных по кинетике, механизмам и термодинамике основных химических процессов решаются вопросы о создании материальных рециклов непревращенного сырья, вспомогательных веществ и материалов, стадий предварительной обработки удаляемых отходов. Примером блок-схемы (на этом этапе) является схема, изображенная на рис. 2.1.

Вторым этапом детализации блок-схемы является разбивка каждой стадии процесса на отдельные операции, физические и химические процессы и их обоснование. Это один из важнейших моментов проектирования, определяющий качество всего проекта.

Несмотря на большой ассортимент продукции ООС и многообразие технологических схем, в промышленности используют небольшое количество операций, химических и физических процессов.

- Прием в цех и выдача из цеха жидких, газообразных и твердых веществ; взвешивание и отмеривание; разбавление и т.д.
- Процессы массообмена: растворение, различные виды ректификации, экстракция, процессы использования осмоса и т.д.
- Процессы гидромеханические: отстаивание, центрифугирование, фильтрование и другие.
- Процессы теплообмена: подогрев, охлаждение.
- Процессы химические: хлорирование, нитрование, окисление, конденсация и другие, осуществляемые в реакторах разного типа.
- Процессы механические: измельчение, рассев, перемешивание, транспортирование веществ и другие.

На данном этапе разработки технологической схемы выбирается необходимое количество и последовательность основных и вспомогательных операций и процессов с целью:

- выпуска готовой продукции в соответствии с требованием ГОСТа или ТУ;
- проведения стадии химического превращения с максимальной скоростью;
- обеспечения наиболее рациональной формы состояния сырьевых продуктов для проведения стадий химического превращения при оптимальных условиях;
- регенерации и рекуперации непрореагировавших основных и вспомогательных веществ;
- обезвреживания жидких стоков, газовых выбросов и твердых отходов;
- утилизации тепла и других видов энергии;
- обеспечения возможностей полной автоматизации и механизации производства.

На этом этапе разработки решаются вопросы о непрерывном или периодическом режиме проведения отдельных операций и процессов с учетом экономической эффективности режима работы.

Прежде чем приступить к определению состава операций и процессов стадии подготовки сырья необходимо уточнить основную задачу, решаемую на этой стадии технологической схемы – какие формы состояния сырья наиболее рациональны для проведения стадии химического превращения в оптимальных условиях. Инженер-технолог обычно стремится к созданию однофазной системы в аппаратах, где протекает химическая реакция. Однофазные системы позволяют упростить технологическое и конструктивное оформление стадии химического превращения. Такие системы легче поддаются комплексной автоматизации. Наиболее предпочтительна работа с жидкостями. Так использование жидкофазных систем позволяет обрабатывать в единице объема реактора большую массу реагентов за единицу времени по сравнению с газовыми системами.

Изучив ГОСТы или ТУ на сырьевые продукты, технологи выбирают процессы и операции, обеспечивающие перевод сырьевых продуктов в рациональную форму. Чаще всего приходится встречаться с операциями приема жидких, твердых и газообразных продуктов, операциями отмеривания, взвешивания, процессами растворения, перемешивания и другими.

При организации приема жидких продуктов в условиях Сибири приходится иногда предусматривать предварительный подогрев про-

дуктов для снижения вязкости или плавления продуктов в железнодорожной цистерне перед перекачкой. В случае создания прицевого склада на открытой площадке следует предусмотреть необходимость постоянного подогрева емкостей.

При организации приема газообразных веществ особое внимание уделяется удалению конденсированных фаз, например воды при работе с углеводородными газами.

При приеме и переработке твердых продуктов особое внимание уделяют механизации операций и процессов, доставке материалов в цех, разгрузке и размещению в цехе, вскрытию тары и ее обработке, подготовке материалов к использованию, доставке материалов к технологическим аппаратам и дозировке, обработке и удалению твердых и сыпучих отходов производства, переработке твердых целевых продуктов.

В некоторых случаях на стадии подготовки сырья приходится осуществлять процессы и операции по повышению качества сырьевых продуктов. Это необходимо, когда рецептурные требования процесса к сырью превышают показатели ГОСТов или ТУ, либо когда исходные вещества заправлены ингибиторами и стабилизаторами для хранения и транспортировки в соответствии с ГОСТами или ТУ. Обычно приходится применять процессы дистилляции, ректификации, абсорбции, фильтрации и т.п. Иногда для этой цели применяются химические процессы, например гидроочистка от сернистых соединений, селективное гидрирование с целью удаления следов ацетилена, разложение перекисей, которые образуются при хранении ряда химических веществ.

При проведении стадии химического превращения приходится иметь дело с явлениями различной физико-химической природы (химические, диффузионные, тепловые и т.п.), которые, как правило, совмещены в локальном объеме реактора и характеризуются большим числом элементов и связей, иерархией уровней элементарных физико-химических эффектов, связанных цепью причинно-следственных отношений. Поэтому необходимо провести качественный анализ физико-химической системы, создаваемой на стадии проведения химического превращения.

На основе проведенного анализа можно составить набор операций, обеспечивающих стадии химического превращения, и определить их локализацию. Выбирая определенную операцию или их набор, надо точно уяснить достигаемую цель. Необходимо иметь представление, как осуществляется данная операция. Например, целью перемешивания могут являться:

- ускорение течения химической реакции;

- обеспечение равномерного распределения твердых частиц в объеме жидкости или обеспечение равномерного распределения и дробления до заданной дисперсности газа или жидкости в объеме жидкости;
- интенсификация нагревания или охлаждения.

Перемешивание может осуществляться как в реакторах, так и в специальных смесителях, а также в трубопроводах. Перемешивание может осуществляться при использовании механических мешалок с вращательным движением.

При составлении операционной схемы стадии выделения целевого продукта решаются следующие задачи:

- выпуск готовой продукции в соответствии с требованиями ГОСТа или ТУ;
- максимально возможная утилизация побочных продуктов;
- выделение и регенерация непрореагировавшего вещества, вспомогательных продуктов.

Обычно эти задачи решаются за счет использования процессов ректификации, дистилляции, переосаждения и других. Критерием для выбора процессов и их комбинаций является удовлетворение требований ГОСТов и экономическая эффективность.

Операционная схема производства химических соединений должна решать и вопросы удаления отходов производства. В зависимости от конкретных условий могут предусматриваться как общезаводские установки по переработке отходов, так и прицеховые. Газовые отходы перед выбросом в атмосферу могут очищаться в скрубберах, электрофилтрах или подаваться на факел, к печам сжигания. Органические отходы собирают в специальные сборники и откачивают на установки сжигания или обезвреживания.

Разработка данного этапа технологической схемы заканчивается составлением графической операционной схемы производства, которая является элементом графической части проекта. Операционная схема производства формалина приведена на рис. 2.2.

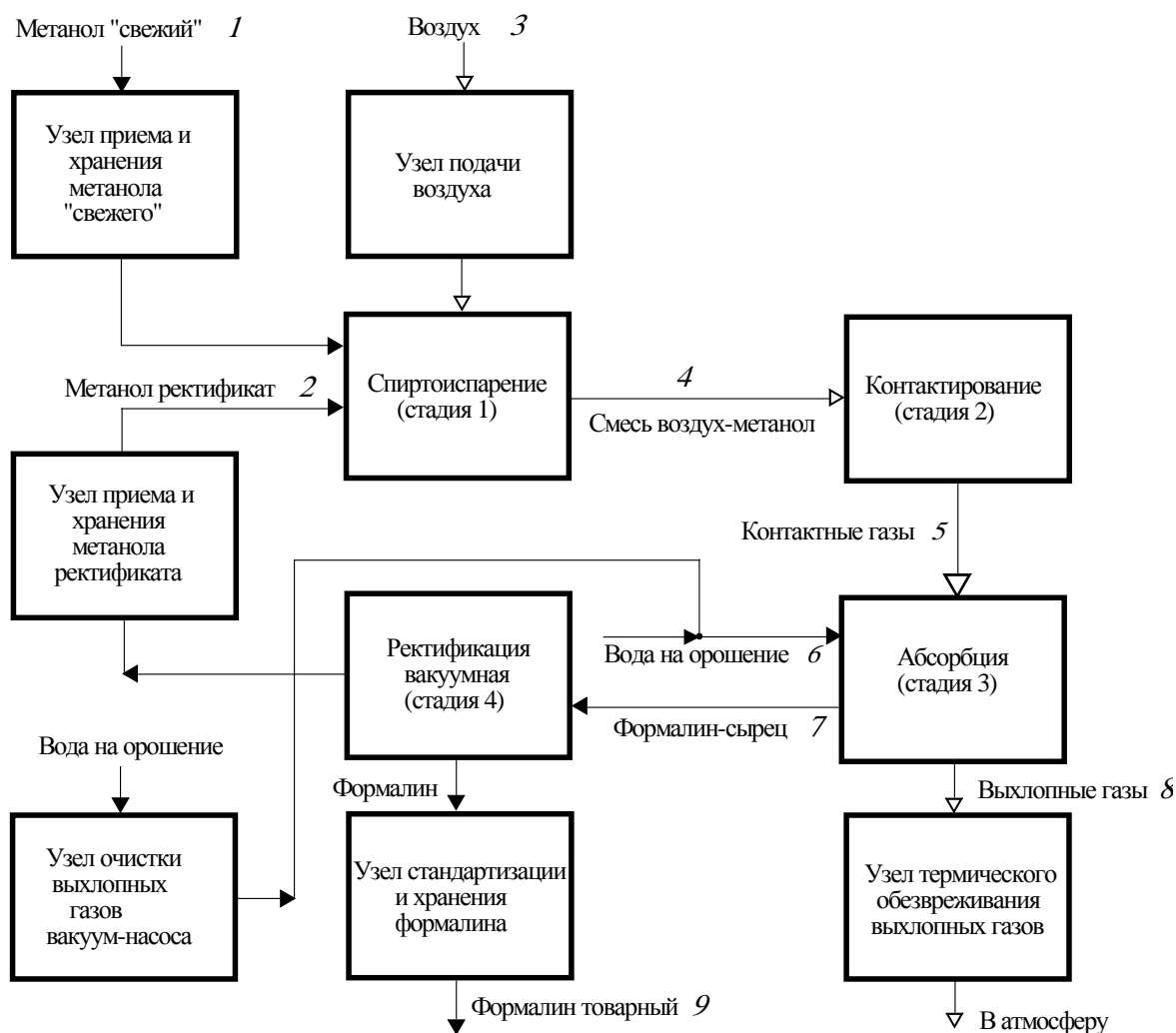


Рис. 2.2. Операционная схема производства формалина

2.3. ОФОРМЛЕНИЕ СХЕМЫ ПРОИЗВОДСТВА

После составления операционной технологической схемы приступают к составлению принципиальной технологической схемы. Она является аппаратным оформлением операционной схемы и состоит из ряда технологических узлов. Технологическим узлом называют аппарат или группу аппаратов с обвязочными трубопроводами и арматурой, в которых начинается и полностью заканчивается один из физических (химических) процессов, необходимых для получения целевого продукта. Технологическую схему можно рассматривать как некоторую совокупность технологических узлов. К таким узлам относятся: узлы транспортирования жидкости с помощью насосов, приготовления растворов; обвязка вакуум-насосов; узлы ректификационных колонн; обвязка теплообменной аппаратуры; обвязка реакторов.

Следует заметить, что состав узлов и их структура незначительно меняется от схемы к схеме. Первичные сведения по составу и их структуре можно получить из монографий, отраслевых научно-технических журналов, патентов, альбомов, схем, материалов обследования действующих производств.

На рис. 2.3 приведена обвязка реактора синтеза формалина.

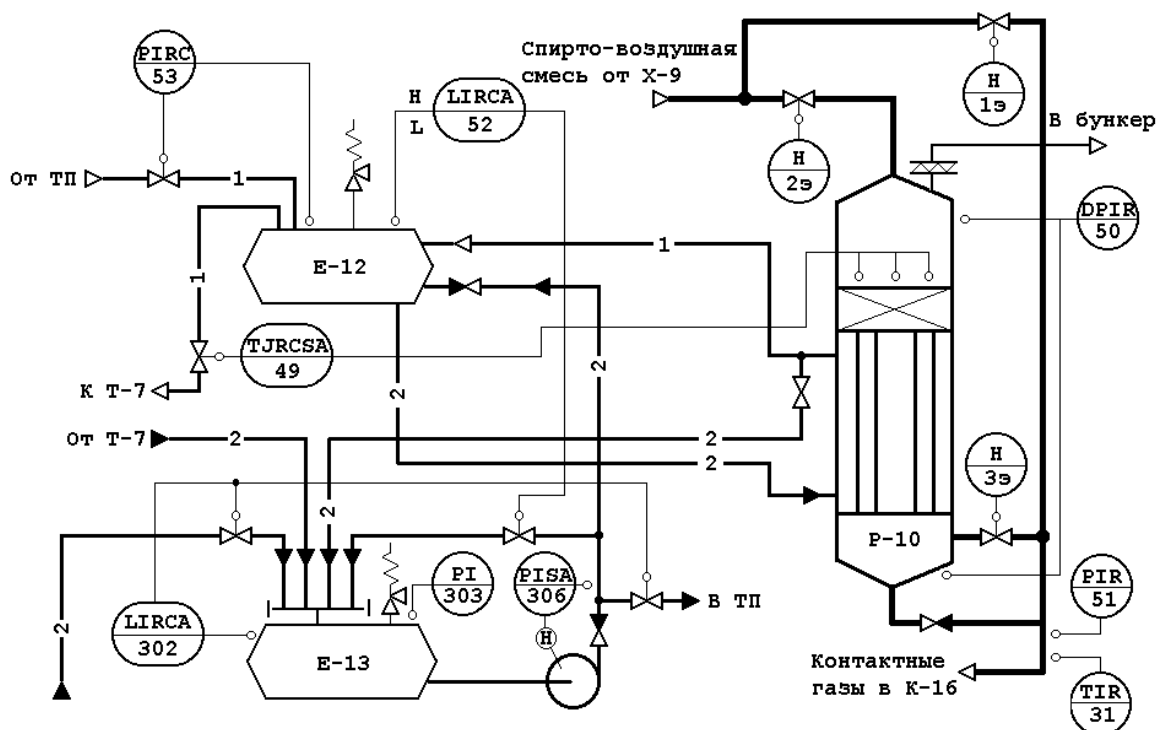


Рис. 2.3. Технологическая схема узла контактирования производства формалина: P-10 – реактор окислительного дегидрирования метанола; E-12 – паросборник; E-13 – сборник конденсата. Материальные потоки: 1 – пар; 2 – конденсат

На рис. 2.4 приведена обвязка реактора периодического действия.

Разработку и вычерчивание технологической схемы рекомендуется вести в следующей последовательности:

- на лист наносят все вводы и выводы веществ, проводятся линии газовых и жидкостных коллекторов;
- вычерчивается оборудование с относительным сохранением пропорций и расположения;
- аппараты и машины соединяются линиями основных технологических потоков, расставляется необходимая вспомогательная аппаратура;

- изображаются вспомогательные линии (дренажные, продувочные, загрузочные и другие);
- технологическая схема совмещается со схемой КИПа.

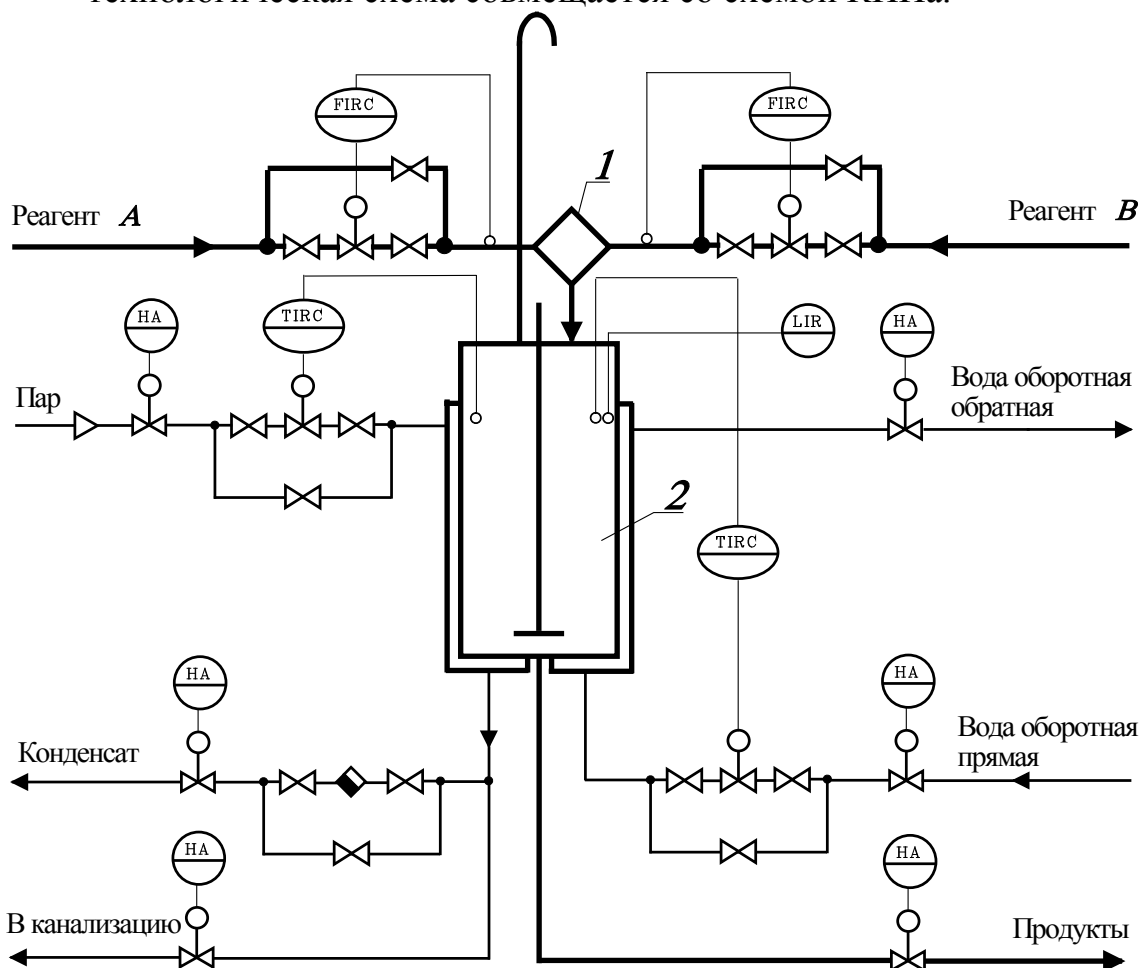


Рис. 2.4. Обвязка реактора периодического действия:
1 – смеситель; 2 – реактор

На схеме должно быть отражено относительное расположение аппаратов по вертикали, так как только в этом случае будут отражены выбранные методы транспортировки (самотек, перекачивание, транспортировка насосом и т.д.). Аппараты на схеме нумеруются слева направо в порядке их расположения, начиная с цифры 1, чтобы облегчить чтение схемы и работу с ней. Для лучшей наглядности нумерацию аппаратов можно проводить, используя принцип подобия. Например, нумерацию колонных аппаратов проводить позициями, начинающимися с буквы К – К1, К2 и т.д., теплообменной аппаратуры – позициями, начинающимися с буквы Т – Т1, Т2 и т.д. При составлении технологической схемы необходимо указать места установки предохранительных клапанов, огнестойких перегородок, аварийных емкостей и линий для быстрого дренирования.

вания аппаратов и емкостей.

Технологическая схема снабжается спецификацией оборудования, содержащей следующие данные:

- номер аппарата на схеме и его наименование;
- основная характеристика аппарата (объем, поверхность, размеры и т.д.);
- количество одинаковых аппаратов;
- основной материал для изготовления данного аппарата;
- номер чертежа.

Вычерченная схема является предварительной!

В процессе проектирования в схему могут вноситься изменения и добавления. Технологическая схема не может являться окончательной, пока не проведена компоновка оборудования. Окончательная схема производства составляется после разработки всех разделов проекта и вычерчивается тушью на стандартных листах бумаги в соответствии с требованиями ГОСТов.

После этого составляется описание технологической схемы, и она снабжается спецификацией. При описании схемы в начале следует указать, какое сырье подается в цех, как оно поступает, где и как хранится в цехе, какой первичной обработке подвергается, как дозируется и загружается в аппараты. При описании собственно технологических операций кратко сообщается о конструкции аппарата, способа его загрузки и выгрузки, указываются характеристики протекающего процесса и способ проведения (периодический или непрерывный), перечисляются основные параметры процесса (температура, давление), методы контроля, отходы производства и побочные продукты. В дальнейшем анализируются надежность технологической схемы и указываются способы, применяемые для повышения устойчивости разработанной технологической схемы. Более подробно о надежности технологических схем можно узнать из книги Беркмана [11].

2.4. АВТОМАТИЧЕСКОЕ УПРАВЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМИ ПРОЦЕССАМИ

Автоматическое управление технологическими процессами осуществляется с помощью различных автоматических регуляторов. Основными регулируемыми параметрами технологических процессов являются температура, давление, расход жидкости или газа, уровень жидкости и сыпучих материалов в различных сосудах. В общем случае процесс регулирования параметров процесса протекает по следующей схеме (рис. 2.5).

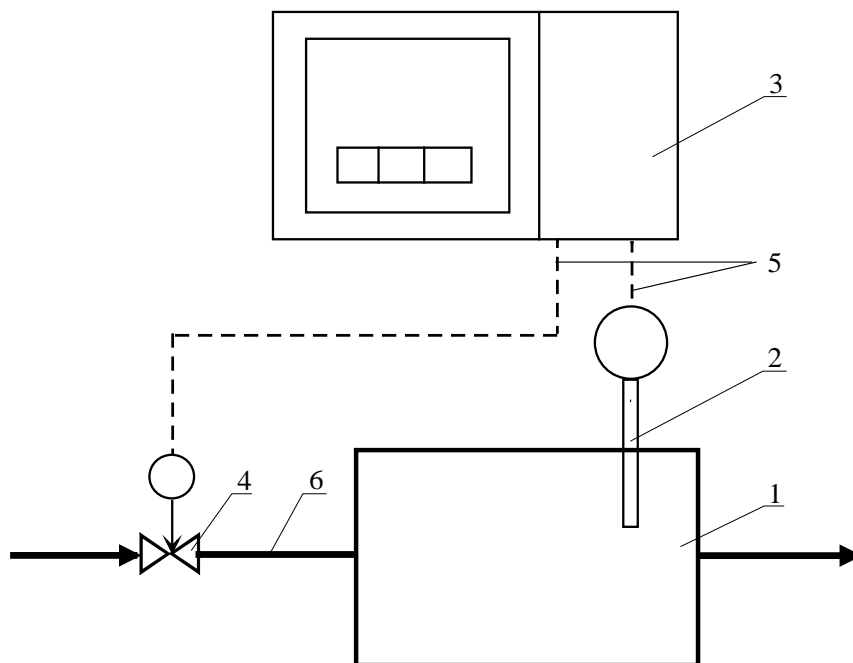


Рис.2.5. Схема автоматического регулирования процесса:
 1 – объект; 2 – датчик; 3 – вторичный прибор с регулятором; 4 – исполнительный механизм; 5 – линии связи; 6 – технологический трубопровод

Импульс от датчика 2 по электрическим проводам или пневматическим трубкам 5 передается на вторичный прибор с встроенным регулятором 3. Регулятор вырабатывает командный импульс на привод исполнительного механизма 4. Привод исполнительного механизма 4 перемещает запорное устройство регулирующего органа, определенным образом изменяя проходное сечение трубопровода 6, а следовательно, и количество пропускаемой жидкости или газа.

Первичные элементы измерительных систем размещаются непосредственно на трубопроводах и аппаратах. Вторичные приборы устанавливаются в операторной на специальных щитах контроля и управления. Вторичные приборы дают возможность сменным операторам следить за состоянием всего производства, изменять технологические параметры, а также производить пуск отдельных агрегатов непосредственно из операторной. Регулирующие органы, в основном клапаны с пневматическим мембранным приводом, устанавливаются на трубопроводах.

2.5. МЕХАНИЗАЦИЯ ТРАНСПОРТНЫХ ПОГРУЗОЧНО-РАЗГРУЗОЧНЫХ РАБОТ

Способы механизации указанных работ зависят от ряда факторов, а именно: от размера частиц материала; тары, в которой он транспорти-

руется (ящики, бумажные мешки и т.п.); типа и размеров производственных и складских помещений (открытые площадки, навесы, одноэтажные и многоэтажные здания); от расстояний между агрегатами и их высоты; от специфических требований технологического процесса.

Доставка материалов в цех

Твердые вещества в виде порошков, гранул, кусков различных размеров поступают на завод в таре либо без нее. Бестарные грузы со склада, расположенного не далее 40–60 м, можно доставлять в цех с помощью ленточных и скребковых контейнеров. На расстояния до 200–250 м легкие и сыпучие грузы могут доставляться пневматическим транспортом. При значительном удалении цеха от склада грузы доставляются грузовыми автомобилями, автосамосвалами, автопогрузчиками и т.п.

Разгрузка и размещение в цехе

При наличии саморазгружающихся транспортных средств в цехе монтируются приемные бункеры, откуда с помощью непрерывно действующих подъемных устройств (норий, элеваторов и т.д.) грузы направляют в расходные бункеры.

Для разгрузки автомашин и аккумуляторных тележек могут применяться такие средства, как выносные монорельсы с тельферами, установки пневмотранспорта.

Вскрытие тары и ее обработка

На предприятиях применяются ряд приспособлений в значительной степени облегчающих труд рабочих при вскрытии барабанов, мешков и другой тары и повышающих производительность труда на этих операциях.

Подготовка материалов к использованию

Подготовка материалов к использованию зависит от особенностей технологического процесса и от свойств материалов и включает две основные операции: дробление материалов, поступивших в цех в виде глыб и крупных кусков (для этого используют конусные, валковые, щековые и другие дробилки); разделение измельченного материала по размерам частиц с помощью сит, грохотов и других.

Доставка материалов к технологическим аппаратам

Для периодической загрузки аппаратов используют краны (мостовые и др.), передвижные тали, тельферы, перемещающие бункеры с автоматическими затворами. Для непрерывной загрузки материалов используются конвейеры различных типов: шнековые, секторные дозаторы в сочетании с конвейерами и подъемниками, установки пневмотранспорта.

2.6. УДАЛЕНИЕ ОТХОДОВ ПРОИЗВОДСТВА

При выборе метода производства и разработке технологической схемы процесса особое внимание следует уделять отходам производства. По химическому составу отходы различают: минеральные, органические, смешанные.

При разработке узлов удаления производственных отходов необходимо определить возможность извлечения ценных веществ из отходов или использования их для тех или иных целей. Это зависит от состава отходов, их количества и местных условий. На химическом предприятии должны предусматриваться как общезаводские установки по переработке отходов производства, так и прицеховые.

Газообразные отходы должны иметь некоторое избыточное давление, которое транспортирует их на факел, к печам сжигания или позволяет сбрасывать через выхлопные трубы в атмосферу. Газы перед сбросом в атмосферу очищаются от вредных примесей путем отмывки в выхлопных скрубберах.

Для выгрузки катализатора, осушителя и других твердых отходов следует применять установки пневматического транспорта.

Часть жидких продуктов (отходов) выводится из цеха под избыточным давлением, а часть сбрасывается в системы безнапорной канализации. Органические вещества, используемые в других процессах, собирают в специальные сборники. Их обрабатывают и откачивают на заводские склады. Другие, не нашедшие применения, откачивают на установки сжигания.

В химических производствах выделяется большое количество жидких отходов. Для их удаления создают системы безнапорной канализации. Так, канализация условно чистых вод производственных стоков принимает отработанную воду из охлаждающих рубашек компрессоров, из оросительных холодильников и конденсаторов и т.п. Эти стоки либо отстаиваются, фильтруются и направляются на градирни оборотного водоснабжения, либо сбрасываются в водоемы. Канализация ливневых стоков принимает атмосферные осадки, а также воду из холодильников при их остановке. В канализацию химически загрязненных производственных стоков направляют воды, загрязненные органическими и неорганическими веществами. Сюда же направляются атмосферные осадки и смывные воды с установок, перерабатывающих особо токсичные вещества. В отдельных случаях такие стоки приходится собирать в специальную заглубленную емкость, подвергать предварительной дегазации и лишь после этого откачивать на очистные установ-

ки. Стоки, содержащие кислоты и щелочи, направляются в канализацию кислотно-щелочных стоков.

Существуют некоторые мероприятия, которые позволяют сократить количество сточных вод:

- замена теплообменников смешения поверхностными теплообменниками;
- применение воздушного охлаждения;
- создание замкнутых, циркуляционных систем (например, системы циркуляции абсорбента с непрерывным выводом некоторого его количества на регенерацию);
- ступенчатое использование охлаждающей воды (например, воду, выходящую из одного холодильника, направляют в другой, работающий при более высокой температуре);
- широкое применение пара вторичного вскипания.

3. ВЫБОР ТИПА И КОНСТРУКЦИИ РЕАКТОРА

При разработке технологической схемы химического производства ключевым вопросом являются тип и конфигурация реактора. Настоящая глава посвящена выбору типа и конструкции аппаратов в производстве ООС.

3.1. КЛАССИФИКАЦИЯ РЕАКТОРОВ

В химической технологии ООС используются такие процессы, как окисление, гидратация и дегидратация, гидрирование и дегидрирование, галогенирование и дегалогенирование, алкилирование и другие. Эти процессы проводятся как в жидкой, так и в газовой фазах, с использованием катализатора либо без него, при низких или высоких температурах и давлениях.

Различные параметры процесса приводят к неодинаковому выходу и качеству продукта при сохранении той же схемы основной химической реакции. Поэтому тип реактора будет определяться не только химической реакцией, а в основном условиями ее проведения (давлением, температурой, фазовым состоянием реагентов, наличием катализаторов и т.д.). Это обуславливает необходимость четкой классификации реакторов для создания методов их конструирования и расчета. Предложено много вариантов классификации реакторов. Основной следует считать классификацию по фазовому состоянию, в соответствии с которой реакторы могут быть подразделены на следующие группы:

- для проведения гомогенных газовых реакций;
- для проведения гомогенных реакций в жидкой фазе;
- для проведения реакций в газовой фазе над твердым катализатором;
- для проведения реакций в газовой фазе над жидкими катализаторами;
- для проведения реакций между газами и жидкостями над твердыми катализаторами;
- для проведения реакций между газами и жидкостями над жидкими катализаторами и т.д.

Для математического описания и общности расчета реакторов удобно классифицировать их следующим образом:

- периодического действия полного смешения;
- непрерывного действия полного смешения;
- непрерывного действия полного вытеснения.

В некоторых случаях для осуществления химических процессов можно применять типовое оборудование, например аппараты с мешалками, барботажные аппараты различных типов, полые камеры.

Дополнительно аппаратуру можно классифицировать по конструкции (емкостная, колонная, с перемешивающими устройствами); по роду применяемых материалов (чугунная, стальная, из цветных металлов); по степени непрерывности процессов (периодического, непрерывного и полунепрерывного действия) и т.д.

При классификации химических реакторов во внимание принимаются условия проведения процесса (температура, давление, наличие катализатора), которые определяют конструкцию аппарата. В соответствии с ними химические реакторы классифицируются следующим образом:

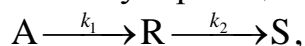
- типовая реакционная аппаратура (давление $P < 5$ МПа), температура менее 600 °С;
- контактно-каталитические аппараты;
- химические печи (температура более 600 °С);
- аппараты высокого давления ($P > 5$ МПа).

3.2. ВЫБОР ТИПА РЕАКТОРА ПО КИНЕТИЧЕСКИМ ПАРАМЕТРАМ

При рассмотрении только кинетических факторов обычно имеется возможность выбора подходящего типа реактора на основе простейших соображений, частично теоретического, частично интуитивного характера. В основе этих соображений лежат данные анализа взаимосвязи кинетических факторов процесса и различий между основными типами реакторов.

Результаты исследования процессов, протекающих в реальных реакторах, свидетельствуют, что во многих случаях можно ограничиться идеализированной моделью этих реакторов. К идеальным реакторам относятся: реакторы периодического действия полного смешения (РПД), идеальные реакторы вытеснения и смешения непрерывного действия.

Рассмотрим последовательную реакцию

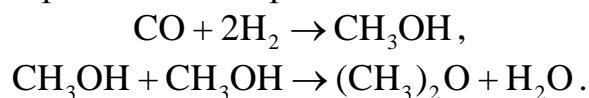


где целевым продуктом является вещество R, а S – нежелательным побочным продуктом. Типичным примером реакции этого типа может служить окисление метанола. Реакция протекает по схеме



Целевой продукт формальдегид может реагировать дальше, образуя диоксид углерода.

Другим примером являются реакции типа:



Во всех таких реакциях выход целевого продукта проходит через максимум при определенной степени конверсии исходного реагента А (рис. 3.1). Следовательно, для получения максимального выхода продукта R, относительно введенного в систему реагента, необходимо поддерживать оптимальную степень конверсии исходного реагента и время реакции должно быть в точности равно оптимальному времени контакта.

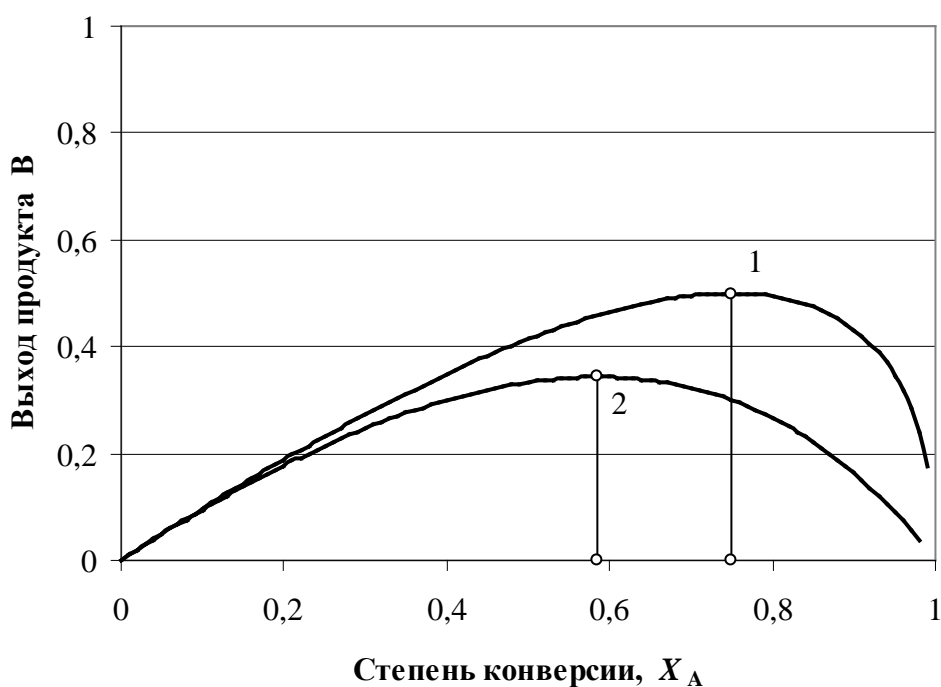
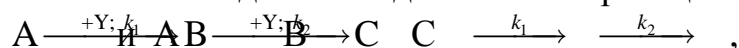


Рис. 3.1. Относительный выход промежуточного продукта R последовательной реакции в реакторе периодического действия (1) и в одноступенчатом реакторе смешения (2)

Из рис. 3.1 видно, что в отношении выхода последовательной реакции периодический процесс является более предпочтительным. В любом типе реактора непрерывного действия неизбежны колебания времен пребывания отдельных элементов потока. Даже если среднее время пребывания в реакторе будет равно оптимальному, всегда найдутся элементы потока, которые пройдут через систему с большим или меньшим временем пребывания относительно оптимального значения. Чем шире диапазон изменения времен пребывания отдельных элементов потока, тем меньше максимально возможный выход.

Следует заметить, что реактор вытеснения непрерывного действия, близкий по своим характеристикам к модели идеального вытеснения, несомненно, даст выход не намного меньший, чем в периодическом процессе. Такие реакторы используют для проведения многих реакций рассмотренного типа – при окислении метанола до формальдегида на серебряном или оксидном катализаторе, при производстве этилхлорида и т.д. Наименьший выход можно ожидать в одноступенчатом реакторе смешения.

Сравним по селективности реактор идеального вытеснения с аппаратом полного смешения для последовательной реакции



принимая во внимание, что порядки отдельных реакций совпадают с их стехиометрией.

Выражение для дифференциальной селективности процесса по продукту В:

$$\varphi_B^A = \frac{dX_B}{dX_A} = 1 - \frac{k_2}{k_1} \cdot \frac{C_B}{C_A}. \quad (3.1)$$

Решение этого уравнения для аппарата идеального вытеснения:

$$\Phi_{B,РИВ}^A = \frac{1}{X_A (k_2/k_1 - 1)} \cdot \left[1 - X_A - (1 - X_A)^{k_2/k_1} \right]; \quad (3.2)$$

для аппарата идеального смешения:

$$\Phi_{B,РИС}^A = \frac{1}{1 + \frac{k_2}{k_1} \cdot \frac{X_A}{1 - X_A}}. \quad (3.3)$$

Делением этих выражений друг на друга можно найти относительную эффективность реакторов полного смешения и идеального вытеснения по их селективности $\Phi_{B,РИС}^A / \Phi_{B,РИВ}^A$ для рассматриваемых систем реакций. Относительная эффективность реакторов изображена на рис. 4.8 как функция степени конверсии при k_2/k_1 , равном 0,1; 1,0 и 10. При $k_2/k_1 < 1$ и небольшой степени конверсии различие между этими типами реакторов еще не так велико, но при высокой конверсии оно сильно возрастает и при $X_A \rightarrow 1$ отношение $\Phi_{B,РИС}^A / \Phi_{B,РИВ}^A$ стремится к нулю. Исключением является реакция, когда $k_2/k_1 \gg 1$. Селективность процесса в этом случае мало зависит от типа реактора.

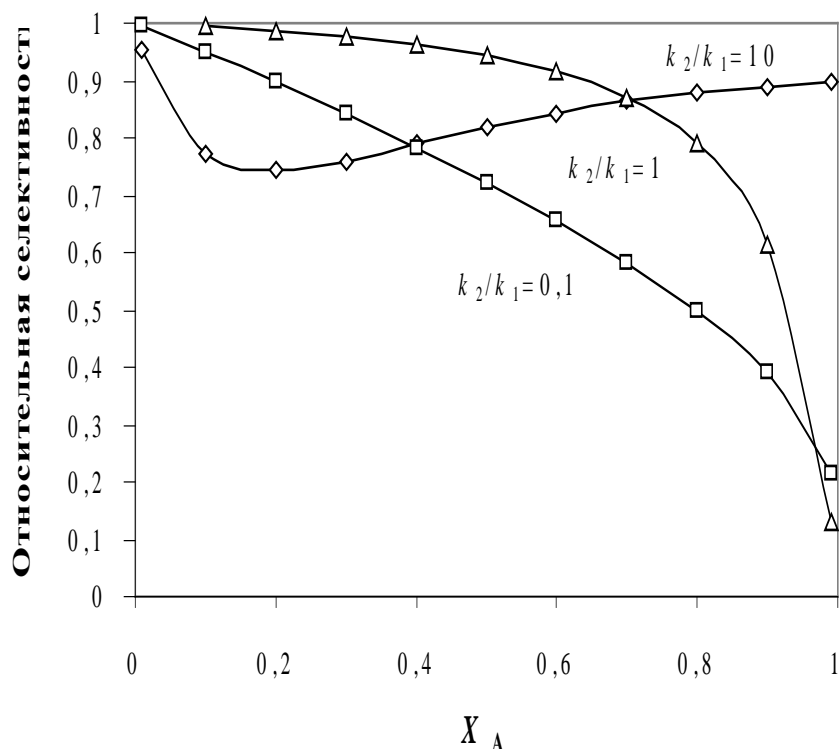
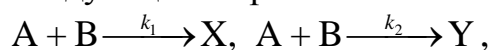


Рис. 3.2. Сравнительная эффективность реакторов полного смешения и идеального вытеснения по их селективности ($\Phi_{В,РИС}^A / \Phi_{В,РИВ}^A$) для последовательных реакций при разных степенях конверсии и соотношениях констант скорости

Уместно заметить, что соображения совсем иного характера могут обусловить применение реактора смешения, несмотря на его меньший выход. Так, при реализации некоторых реакций нитрования, используемых в производстве взрывчатых веществ, технологически выгоднее применять реактор вытеснения, однако реактор смешения лучше удовлетворяет требованию безопасности процесса вследствие более простого регулирования температурного режима. Выход продукта в этом случае может быть значительно повышен при использовании нескольких аппаратов, соединенных последовательно. Более того, при этом предоставляется возможность оптимального выбора относительных объемов отдельных аппаратов. Если основная и побочная реакции имеют первый порядок, объемы реакторов должны быть равны. Если же порядок основной реакции выше, чем побочной, то объемы должны последовательно увеличиваться, начиная с первого аппарата, и наоборот.

Рассмотрим две конкурирующие реакции, которые в общем виде могут быть записаны следующим образом:



где X – целевой продукт.

При различных порядках основной и побочной реакции влияние концентрации исходных реагентов по-разному сказывается на относительной скорости отдельных реакций. Следовательно, в реакторе смешения, концентрация в котором меняется иначе, чем в РПД или в реакторе вытеснения, может быть достигнут как более высокий, так и более низкий выход целевого продукта в зависимости от условий проведения реакции.

Предположим, что скорости R_X, R_Y двух параллельных реакций пропорциональны функциям концентрации реагирующих веществ. Тогда $R_X = f(k_1, a, b, x)$; $R_Y = f(k_2, a, b, y)$ и их отношение будет равно:

$$\frac{R_X}{R_Y} = \frac{f(k_1, a, b, x)}{f(k_2, a, b, y)},$$

где a, b, x, y – концентрация веществ А, В, X, и Y, соответственно.

Отсюда следует, что условия проведения реакции должны выбираться с таким расчетом, чтобы это отношение было всегда максимальным. Например, может представиться случай, когда скорость первой реакции $R_X = k_1 \cdot a^2 \cdot b$, а скорость второй $R_Y = k_2 \cdot a \cdot b$. Тогда их отношение будет равно $\frac{k_1 \cdot a}{k_2}$. Это означает, что выход продукта X будет расти с

увеличением концентрации реагента А. При увеличении степени конверсии исходного реагента (т.е. при уменьшении концентрации реагента А) условия реакции будут становиться все менее благоприятными для образования целевого продукта X.

Обобщая сказанное, можно сделать вывод, что при более высоком порядке основной реакции, по сравнению с побочной, повышение концентрации реагента будет способствовать росту выхода. И наоборот, если основная реакция имеет более низкий порядок, то выход растёт с понижением этой концентрации.

В первом примере предпочтение следует отдать РПД или реактору вытеснения, поскольку средняя концентрация в них выше, чем в реакторе смешения, при тех же условиях питания. Если имеются все же основания для выбора реактора смешения, то выход может быть повышен (хотя и не до уровня, достигаемого в РПД) за счет увеличения числа последовательно соединенных ступеней, а при заданном числе ступеней – за счет последовательного увеличения объема каждой последующей ступени, как показано на рис. 3.3,а.

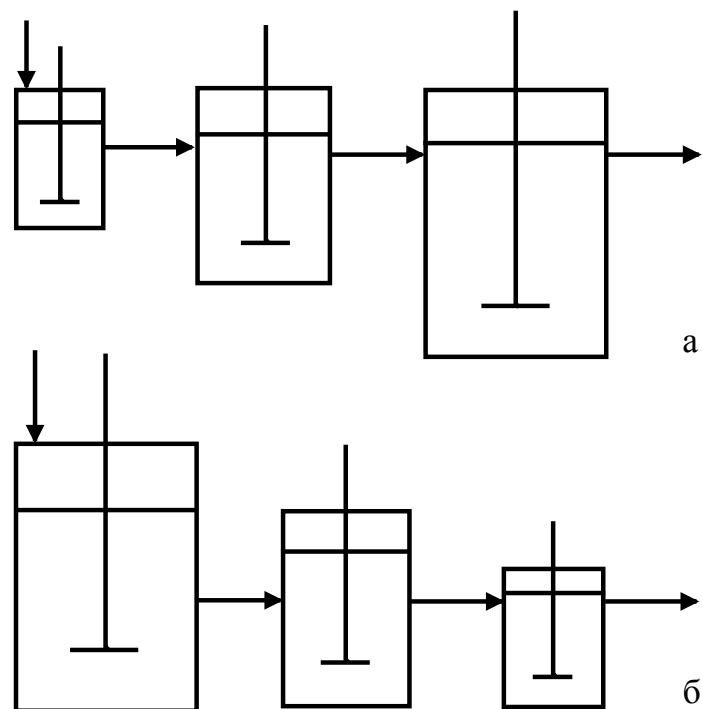


Рис.3.3. Выбор каскада реакторов смешения с заданным числом ступеней в случае проведения параллельных реакций:

- а – основная реакция имеет более высокий порядок по сравнению с побочной;
- б – основная реакция имеет более низкий порядок по сравнению с побочной

В том случае, когда порядок основной реакции ниже порядка побочной, концентрация реагента должна быть по возможности минимальной. Во многих процессах этого достигают простым уменьшением концентрации реагентов на входе в реактор. Однако в других случаях некоторые соображения (например, стоимость регенерации растворителя) могут воспрепятствовать использованию столь простого метода. В этих условиях реактор смешения имеет преимущество перед РПД или реактором вытеснения, поскольку в нем низкая концентрация реагента обеспечивается автоматически, особенно в случае небольшого числа последовательно расположенных ступеней и сравнительно большой первой ступени (рис. 3.3,б). Аналогичные результаты можно получить, осуществляя процесс (в РПД, непрерывных реакторах вытеснения или каскаде реакторов смешения) при последовательном добавлении реагента А ко второму реагенту В (рис. 3.4).

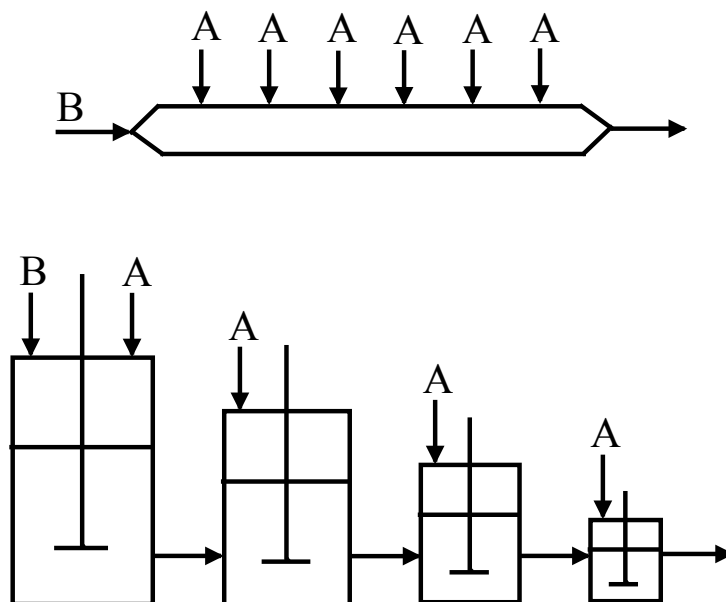


Рис. 3.4. Схема, поясняющая способ поддержания низкой концентрации реагента А путем ступенчатого добавления его в реактор вытеснения или каскад реакторов смешения

В заключение заметим, что существует довольно много промышленных процессов, где применение реакторов смешения выгодно по указанной выше причине. В качестве примера укажем процесс взаимодействия олефинов с ароматическими веществами или насыщенными углеводородами. Параллельно с основной реакцией алкилирования протекает побочная реакция полимеризации олефинов, причем последняя реакция имеет более высокий кинетический порядок. Следовательно, наилучшим реактором с точки зрения выхода является реактор смешения.

Комбинация реактора смешения с реактором вытеснения

Рассмотрим обстоятельства, благоприятствующие использованию определенных типов комбинированных реакторов, а именно одноступенчатого реактора смешения, соединенного последовательно с реактором вытеснения; реактора вытеснения, соединенного с одноступенчатым или многоступенчатым реактором смешения.

Первая схема соединения реакторов целесообразна в тех случаях, когда важно добиться высокой степени перемешивания двух или более реагентов в начале реакции. В этом частном случае реактор смешения является не столько реактором, сколько смесителем.

Вторая схема целесообразна тогда, когда реактор вытеснения является оптимальным с точки зрения химической кинетики, причем при-

менение одного или более аппаратов с мешалкой, позволяющих проводить реакцию полнее, дает возможность сократить капиталовложения по сравнению с затратами, связанными с созданием реактора вытеснения эквивалентного объема.

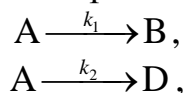
Примером более желательного использования первой схемы является реакция окисления циклогексанола азотной кислотой до адипиновой кислоты. Вследствие выделения газообразных продуктов и высокой экзотермичности этого процесса, прямое смешение циклогексанола с азотной кислотой может привести к резкому вскипанию реакционной массы или к взрыву. Оптимальным вариантом технологического оформления данного процесса является использование одноступенчатого реактора смешения, соединенного последовательно с реактором вытеснения.

Исходные реагенты, циклогексанол и азотная кислота, поступающие в реактор смешения или в проточно-циркуляционный узел, состоящий из реактора вытеснения, циркуляционного насоса и теплообменника, разбавляются большим объемом частично прореагировавшей реакционной массы. Этим достигается снижение скорости реакции и, соответственно, снижение скорости газо- и тепловыделения. Процесс становится управляемым. После реактора смешения реакционная масса поступает в реактор вытеснения, где реакционная смесь доводится до требуемой степени конверсии. В этом реакторе можно поддерживать более высокую температуру, чем в первом.

3.3. ВЫБОР РЕАКТОРА И СЕЛЕКТИВНОСТЬ ПРОЦЕССА

При проведении сложных реакций необходимо выбрать такой реактор, при использовании которого получалась бы реакционная смесь, содержащая максимально возможное количество целевого продукта и минимальное количество побочных продуктов или отходов.

Селективность параллельных реакций, например



зависит от соотношения скоростей основной и побочной реакций или от относительной скорости образования веществ В и D $\left(\frac{R_B}{R_D}\right)$:

$$\begin{aligned} R_B &= \frac{dC_B}{d\tau} = k_1 \cdot C_A^{n_1}, \quad R_D = \frac{dC_D}{dt} = k_2 \cdot C_A^{n_2}, \\ \frac{R_B}{R_D} &= \frac{k_1 \cdot C_A^{n_1}}{k_2 \cdot C_A^{n_2}} = \left(\frac{k_1}{k_2}\right) \cdot C_A^{n_1-n_2}, \end{aligned} \quad (3.4)$$

где n_1, n_2 – порядки реакций.

Предположим, что порядок основной реакции n_1 выше порядка побочной n_2 , т.е. $n_1 > n_2$ и разность между ними $n_1 - n_2 = m$.

Тогда уравнение (3.4) принимает следующий вид:

$$\frac{R_B}{R_D} = \left(\frac{k_1}{k_2} \right) \cdot C_A^m. \quad (3.5)$$

Для увеличения селективности по продукту В необходимо проводить процесс при высоком значении C_A . Это достигается применением РПД или же реактора вытеснения непрерывного действия (РВНД), поскольку концентрация реагента А в них выше, чем в реакторе смешения непрерывного действия (РСНД).

Если отдано предпочтение РСНД, то селективность может быть повышена за счет установки каскада таких реакторов. При этом чем больше будет число ступеней в каскаде, тем выше селективность реакции.

Если $n_1 < n_2$, а разность $n_2 - n_1 = m$, тогда уравнение (3.4) запишется в виде

$$\frac{R_B}{R_D} = \frac{k_1}{k_2} \cdot \frac{1}{C_A^m}. \quad (3.6)$$

Следовательно, в данном случае, для достижения высокой селективности по продукту В, концентрация реагента А должна быть возможно меньшей. Наименьшее значение C_A можно поддерживать, используя проточный реактор полного смешения. Величина C_A снижается также разбавлением реагентов, поступающих в реактор. Снижение давления, при проведении газофазных реакций, также представляет собой способ уменьшения концентрации исходных реагентов.

Если основная и побочная реакции имеют одинаковые порядки, уравнение (3.4) будет иметь следующий вид: $\frac{R_B}{R_D} = \frac{k_1}{k_2}$. В этом случае се-

лективность процесса не зависит от используемой модели реактора.

Влияние температуры на селективность (на относительную скорость реакции) зависит от соотношения энергии активации параллельных реакций. В кинетической области влияние температуры на величину константы скорости выражается уравнением Аррениуса. Поэтому

$$\frac{k_1}{k_2} = \frac{A_1 \cdot e^{-\frac{E_1}{R \cdot T}}}{A_2 \cdot e^{-\frac{E_2}{R \cdot T}}} = \frac{A_1}{A_2} \cdot e^{-\frac{(E_1 - E_2)}{R \cdot T}} = \frac{A_1}{A_2} \cdot e^{-\frac{\Delta E}{R \cdot T}}, \quad (3.7)$$

где A_1 и A_2 – предэкспоненциальные множители, E_1 и E_2 – энергии активации основной и побочной реакций, соответственно.

Если энергия активации основной реакции выше энергии активации побочной ($E_1 > E_2$) $E_1 - E_2 = \Delta E = 10000$ Дж/моль и $A_1 = A_2$, тогда относительная скорость основной реакции равна:

$$\text{при } T = 300 \text{ К } \frac{k_1}{k_2} = e^{-\frac{10000}{8,314 \cdot 300}} \approx \frac{1}{55};$$

$$\text{при } T = 600 \text{ К } \frac{k_1}{k_2} = e^{-\frac{10000}{8,314 \cdot 600}} \approx \frac{1}{7,40};$$

$$\text{при } T = 900 \text{ К } \frac{k_1}{k_2} = e^{-\frac{10000}{8,314 \cdot 900}} \approx \frac{1}{2,72}.$$

Приведенный пример показывает, что при низких температурах скорость побочной реакции значительно выше, чем основной. Поэтому при низких температурах селективность по продукту В невелика. Повышение температуры увеличивает соотношение констант скорости реакций и соответственно повышается селективность процесса по продукту В.

Если $E_1 < E_2$, то при низких температурах скорость основной реакции выше, чем побочной, и селективность по целевому продукту при низких температурах выше, чем при высоких. Таким образом, при $E_1 < E_2$ повышение температуры нецелесообразно.

Селективность последовательных (как и параллельных) реакций зависит также от соотношения скоростей протекающих реакций. Например, последовательная реакция $A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2} D$ протекает без изменения объема смеси (k_1 и k_2 – константы скоростей отдельных реакций). Кинетические уравнения реакций будут иметь следующий вид:

$$R_A = -\frac{dC_A}{dt} = k_1 \cdot C_A, \quad R_B = \frac{dC_B}{dt} = k_1 \cdot C_A - k_2 \cdot C_B, \quad R_D = \frac{dC_D}{dt} = k_2 \cdot C_B.$$

Если целевым продуктом является промежуточный продукт В, соотношение скоростей образования продуктов В и D равно

$$\frac{R_B}{R_D} = \frac{dC_B}{dC_D} = \frac{C_A \cdot k_1 - C_B \cdot k_2}{k_2 \cdot C_B} = \frac{C_A}{C_B} \cdot \frac{k_1}{k_2} - 1.$$

Это уравнение показывает, что селективность будет тем больше, чем выше концентрация исходного реагента C_A и соотношение k_1/k_2 . Следовательно, для проведения последовательных реакций с получением высокой селективности по промежуточному продукту предпочтительны реакторы идеального вытеснения и реактор периодического действия полного смешения. В них средняя концентрация веществ, уча-

ствующих в реакции всегда выше, чем в проточном реакторе полного смешения. На рис. 3.5 приведено сравнение селективности процесса по целевому продукту В в реакторах идеального смешения и вытеснения в зависимости от степени превращения исходного реагента А и различного соотношения k_1/k_2 .

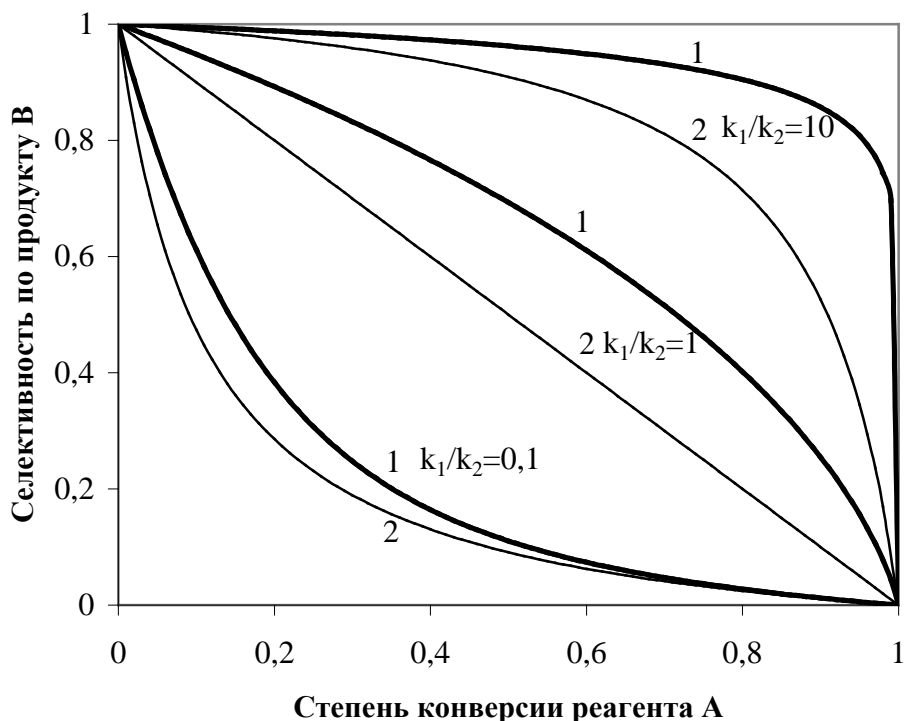


Рис. 3.5. Селективность процесса по промежуточному продукту при последовательной реакции: 1 – в реакторе идеального вытеснения; 2 – в реакторе идеального смешения

Для реакторов идеального вытеснения соотношения $\frac{R_B}{R_D}$ для последовательных реакций при любой степени превращения в кинетической области всегда выше, чем в реакторах полного смешения.

Если $k_2 > k_1$, высокая селективность достигается лишь при малых степенях превращения и резко падает с увеличением степени превращения. Для получения высокой селективности такие процессы следует осуществлять по рециркуляционной схеме при малой степени превращения исходного сырья за один проход через реактор. Целевой продукт извлекается из реакционной смеси с последующей рециркуляцией непрореагировавшего сырья. Если $k_1 > k_2$, возможно одновременно достичь высокой селективности и степени использования сырья без введения рецикла.

Селективность и выход целевого продукта зависят от многих факторов, в том числе от степени превращения исходного реагента и типа реактора, в котором протекает процесс.

Селективность можно определить как отношение количества полученного продукта к его теоретическому количеству, которое могло бы образоваться из превращенного реагента при отсутствии побочных реакций и потерь:

$$\Phi_i^A = \frac{n_i - n_{i,0}}{\frac{\nu_i}{|\nu_A|} \cdot n_{A,0} \cdot X_A} = \frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{\nu_i}{|\nu_A|} \cdot F_{A,0} \cdot X_A}, \quad (3.8)$$

где Φ_i^A – селективность (интегральная селективность) процесса по продукту i , определенная по основному реагенту А; ν_i, ν_A – стехиометрические коэффициенты при продукте i и исходном реагенте А в уравнении реакции; $n_{A,0}, n_A$ – количество вещества А в начале и в конце процесса, кмоль; $F_{A,0}; F_A$ – мольная скорость (поток) компонента А на входе и выходе из реакционного устройства, кмоль/с. В уравнении (3.8) член

$\frac{n_i - n_{i,0}}{\frac{\nu_i}{|\nu_A|} \cdot n_{A,0} \cdot X_A}$, или $\frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{\nu_i}{|\nu_A|} \cdot F_{A,0} \cdot X_A}$, соответствует количеству исходного реагента, израсходованному на образование данного ключевого вещества.

Кроме интегральной селективности процесса пользуются также понятием дифференциальной селективности, которая представляет собой долю превращенного исходного реагента, израсходованную на образование данного продукта при бесконечно малом изменении состояния системы

$$\varphi_i^A = \frac{dn_i}{\frac{\nu_i}{|\nu_A|} \cdot dn_A} = \frac{dF_i}{\frac{\nu_i}{|\nu_A|} \cdot dF_A}. \quad (3.9)$$

Связь между интегральной и дифференциальной селективностью процесса дается уравнением

$$\Phi_i^A = \frac{1}{X_A} \cdot \int_0^{X_A} \varphi_i^A \cdot dX_A. \quad (3.10)$$

Химический выход равен мольному количеству полученного продукта i отнесенному к его теоретическому количеству:

$$X_i^A = \frac{n_i - n_{i,0}}{\frac{v_i}{|v_A|} \cdot n_{A,0}} = \frac{F_i - F_{i,0}}{\frac{v_i}{|v_A|} \cdot F_{A,0}}. \quad (3.11)$$

Из уравнений (3.8) и (3.11) вытекает, что выход равен произведению селективности на степень конверсии

$$X_i^A = \Phi_i^A \cdot X_A, \text{ или } X_i^{AA} = \int_0^{X_A} \varphi_i \cdot dX_A. \quad (3.12)$$

В проточном реакторе полного смешения мгновенно устанавливается постоянная концентрация реагентов и, следовательно, $X_A = \text{const}$. Поэтому зависимость между выходом продукта, селективностью и степенью превращения выражается уравнением

$$X_i = \Phi_{i,\text{РИС}} \cdot X_A = \varphi_{i,\text{РИС}} \cdot X_A, \quad (3.13)$$

где $\Phi_{i,\text{РИС}}$ и $\varphi_{i,\text{РИС}}$ – интегральная и дифференциальная селективность процесса по продукту i в непрерывном реакторе идеального смешения.

Зависимость селективности от степени превращения позволяет выбрать оптимальную модель реактора для обеспечения максимального выхода продукта В.

Выход продукта в РИВ или же в реакторе смешения периодического действия определяется площадью под кривой зависимости φ_i от X_A ; в непрерывно работающем реакторе полного смешения – площадью прямоугольника, равной $\varphi_i \cdot X_A$; в каскаде из n реакторов идеального смешения – суммой площадей прямоугольников $\sum_{k=1}^n \varphi_{i,k} \cdot X_{A,k}$.

Из данных, представленных на рисунке 3.6, наглядно видно, что в случае падающей кривой селективности предпочтителен реактор идеального вытеснения или РПД (случай а). Каскад реакторов идеального смешения (рис. 3.6, в) даст более высокие результаты, чем единичный реактор полного смешения.

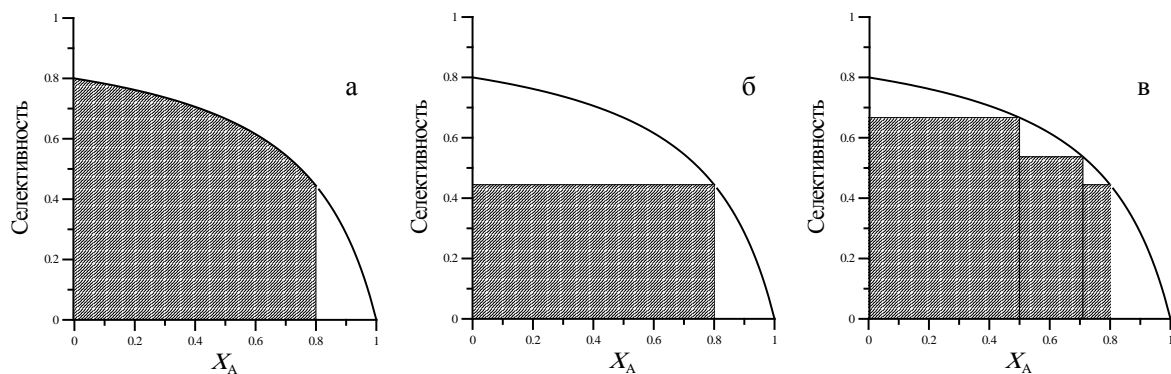


Рис. 3.6. Выход целевого продукта В в различных реакторах при падающей кривой селективности. Сложная реакция $A + A \xrightarrow{1} B$, $A \xrightarrow{2} C$, $k_1/k_2 = 2$:

а – реактор идеального вытеснения и периодический реактор полного смешения;
 б – реактор идеального смешения; в – каскад реакторов идеального смешения, $n = 3$

Если с увеличением X_A селективность возрастает (рис. 3.7), то по заштрихованным площадям видно, что выход в реакторе идеального смешения будет значительно выше, чем в реакторе идеального вытеснения или в РПД.

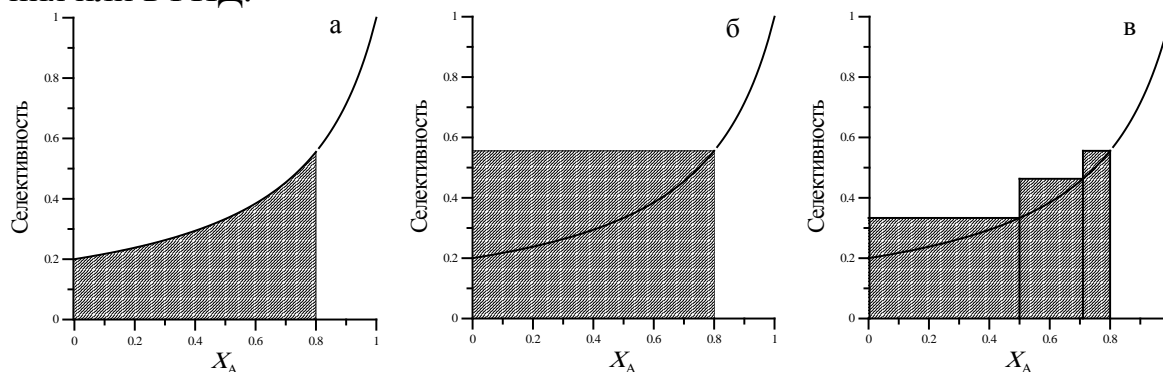


Рис. 3.7. Выход целевого продукта В в различных реакторах при возрастающей кривой селективности. Сложная реакция $A \xrightarrow{1} B$, $A + A \xrightarrow{2} C$, $k_1/k_2 = 0,5$:

а – реактор идеального вытеснения и периодический реактор полного смешения;
 б – реактор идеального смешения; в – каскад реакторов идеального смешения, $n = 3$

Использование каскада реакторов не рекомендуется, так как в нем выход будет ниже, чем в единичном реакторе идеального смешения.

3.4. СРАВНЕНИЕ ЭКОНОМИЧЕСКИХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ РАБОТЫ РЕАКТОРОВ

Критерием целесообразности проведения процесса – периодически или непрерывно – является сравнение экономических показателей работы реакторов, и в частности себестоимость получаемой продукции в зависимости от производительности (рис. 3.8).

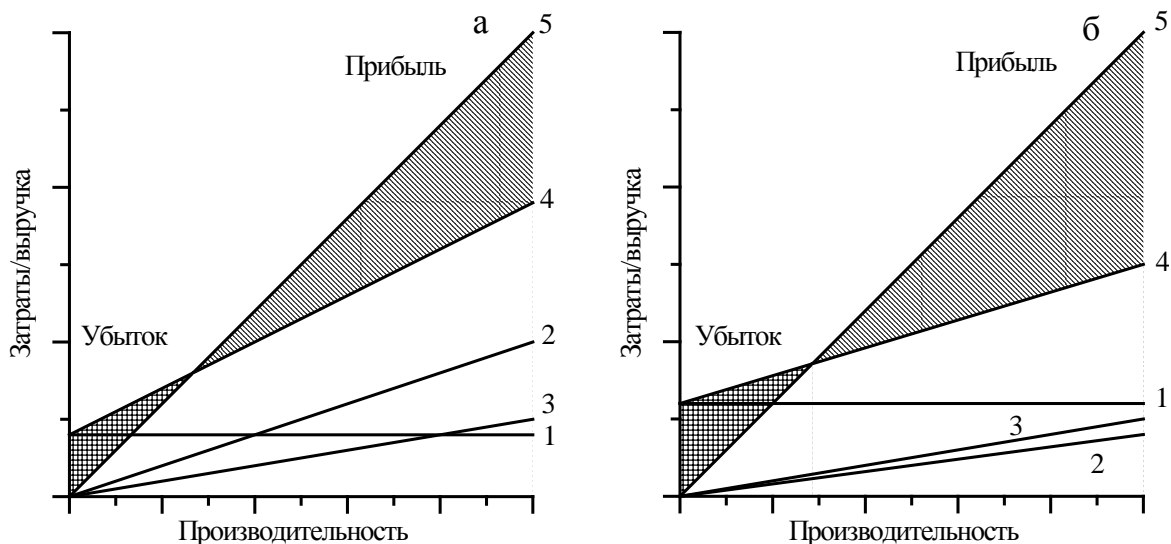


Рис. 3.8. График экономической целесообразности периодического (а) и непрерывного (б) процессов

Себестоимость продукции зависит от постоянных расходов, переменных расходов и стоимости сырья.

Постоянные расходы: амортизация, эксплуатация, зарплата и т.п. (прямая 1) – не зависят от производительности. Для непрерывных процессов они, как правило, несколько выше, чем для периодических.

Переменные расходы: электроэнергия, пар, вода и т.п. (прямая 2) – пропорциональны производительности. Они выше для периодических процессов вследствие периодического пуска реактора, переменного нагрева и охлаждения, трудностей регенерации тепла и т.п.

Прямая 3 показывает стоимость сырья, которая пропорциональна производительности и одинакова для обоих процессов.

Прямая 4 (общая стоимость производства) – представляет собой сумму постоянных и переменных расходов и стоимости сырья.

Выручка за произведенный продукт (прямая 5) одинакова для периодического и непрерывного процессов.

Разность между выручкой за произведенный продукт и общей стоимостью производства составляет прибыль или убыток производства данного продукта.

Из рис. 3.8 следует, что производительность, при которой процесс становится убыточным для реактора периодического действия, меньше, чем для реактора непрерывного действия. Таким образом, при небольшой производительности может оказаться экономически выгодным использование РПД. При высокой производительности, наоборот, наи-

большую прибыль дает использование реактора непрерывного действия.

Использование периодически работающих реакторов целесообразно, как правило, для малотоннажных производств, например реактивов, некоторых катализаторов, фармацевтических и лакокрасочных материалов.

3.5. ВЫБОР ТИПА РЕАКТОРОВ ДЛЯ ГЕТЕРОФАЗНЫХ И ГЕТЕРОГЕННО-КАТАЛИТИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

3.5.1. Реакторы для жидкофазных процессов окисления

Процессы окисления молекулярным кислородом подразделяют на два главных типа: жидкофазные и газофазные.

Жидкофазный процесс предпочтителен для получения гидроперекисей и большинства карбоновых кислот, недостаточно стойких в условиях газофазного окисления.

Реакторы жидкофазного окисления могут быть периодическими и непрерывно действующими. По способу отвода тепла их можно разделить на аппараты с внутренним и выносным (или внешним) охлаждением. В большинстве случаев в промышленности получили распространение реакторы колонного типа высотой до 10 м и более, диаметром до 2–3 м. Для изготовления аппаратов применяют алюминий и некоторые специальные стали, стойкие к действию карбоновых кислот.

На рис. 3.9, а изображена схема типичного периодического реактора окисления с выносным охлаждением за счет циркуляции жидкой реакционной массы через выносной холодильник. Исходный реагент загружают в аппарат сразу после окончания предыдущей операции, подогревают до нужной температуры (в это время вместо воды в теплообменник подают пар) и начинают подавать воздух. Распределительным устройством обычно служит перфорированная труба.

Такой же аппарат, но с непрерывной подачей исходных реагентов и непрерывным отводом продуктов, для большинства процессов окисления невыгоден. Это объясняется сильным перемешиванием жидкости при барботировании через нее воздуха, вследствие чего получается система, близкая к полному смешению. В результате снижается селективность, а в ряде случаев и скорость процесса. По данной причине для непрерывных процессов обычно применяют каскад реакторов или тарельчатые колонны, в которых осуществляется переток жидкой реакционной массы из одного элемента системы в другой. Однако при использовании кислорода в качестве окислителя перемешивание значительно уменьшается и здесь возможно применение единичного колонного ре-

актора непрерывного действия (рис. 3.9,б). В этом аппарате для снижения перемешивания осуществляется внутреннее охлаждение и проток жидкости и газа, вводимых в нижнюю часть колонны. Такой же способ применим для получения летучих веществ, уносимых отходящим газом.

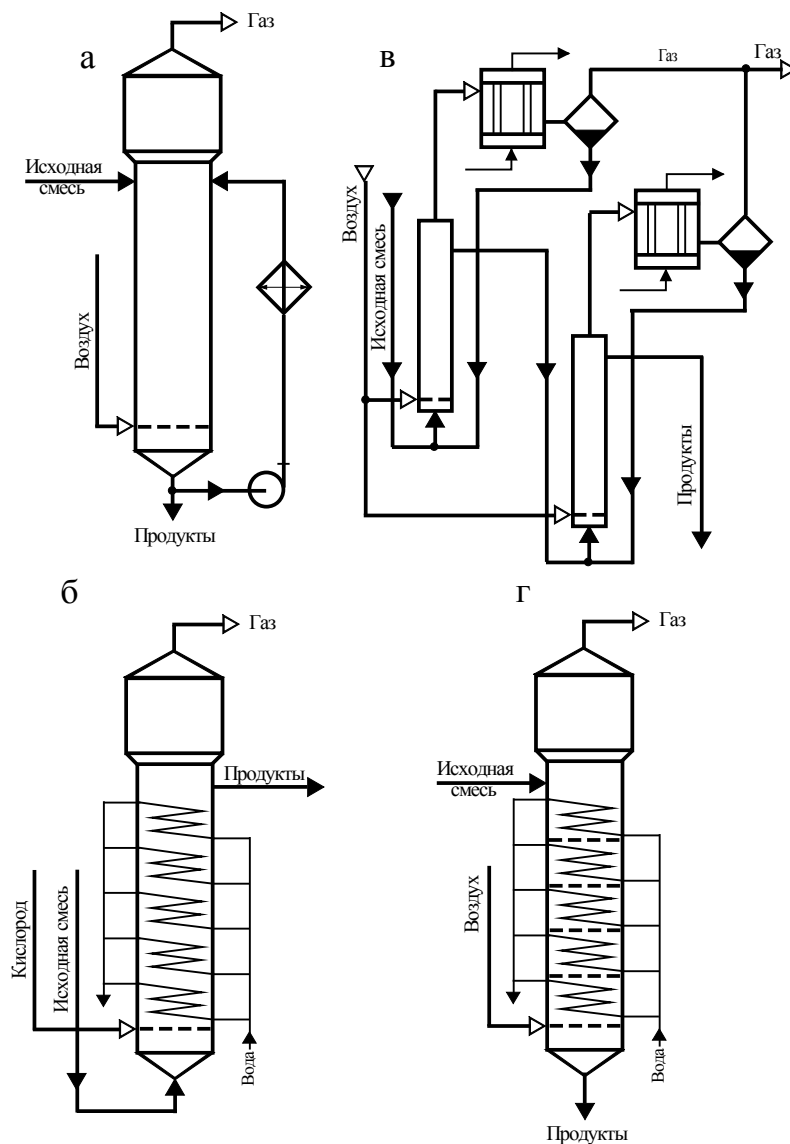


Рис. 3.9. Типы реакционных аппаратов для жидкофазного окисления молекулярным кислородом:

- а – колонный реактор периодического действия с выносным охлаждением;
- б – колонный реактор непрерывного действия с внутренним охлаждением;
- в – каскад колонн с охлаждением за счет испарения; г – тарельчатая колонна

На рис. 3.9, в изображен каскад реакторов, от которых тепло отводится за счет испарения одного из легкокипящих компонентов реакционной смеси. Такой метод применим для окисления некоторых легкокипящих соединений (н-бутан, циклогексан) или для окисления в рас-

творях уксусной кислоты и др. Каждый реактор имеет обратный конденсатор, где происходит конденсация паров, унесенных воздухом, и конденсат возвращается в реактор. При данном способе охлаждения создаются лучшие условия для регулирования температуры (за счет изменения давления в реакторе). Реакторы работают в автотермическом режиме и практически исключаются местные перегревы.

На рис. 3.9, г показан еще один тип реактора – тарельчатая колонна, работающая в непрерывном режиме. В ней жидкость перетекает сверху вниз с одной тарелки на другую, а воздух движется противотоком – снизу вверх. Для охлаждения пропускают воду в змеевики, помещенные в слое жидкости на каждой тарелке. Возможно и выносное охлаждение, когда жидкость с каждой тарелки циркулирует через отдельный холодильник.

Во всех реакторах периодического и непрерывного действия режим окисления регулируют, изменяя скорость подачи газа-окислителя и исходного органического реагента. Для предотвращения взрывов в верхнюю часть реактора подают азот.

3.5.2. Реакционные аппараты для газофазных процессов окисления

Одним из основных вопросов при конструировании реакторов для газофазного окисления является проблема отвода тепла. Высокая экзотермичность процесса наряду с небольшим коэффициентом теплоотдачи от газа к стенке делают эту проблему значительно более острой, чем при жидкофазном окислении.

Только для очень немногих процессов, связанных обычно с окислением при недостатке кислорода или воздуха, возможно применение адиабатических реакторов, в которых нет теплообменных устройств. В таких системах выделяющееся тепло воспринимается избытком реагента, причем по условиям теплового баланса нередко требуется даже предварительный подогрев реагента до определенной температуры. В адиабатический реактор можно подавать заранее приготовленную смесь исходных веществ или вводить углеводород и кислород (или воздух) раздельно, причем окислитель подают в несколько мест по высоте реактора, чтобы избежать значительных перегревов (рис. 3.10, а). При гетерогенно-каталитическом процессе в таком реакторе катализатор располагают в несколько слоев, а в пространство между ними вводят дополнительное количество воздуха (или кислорода). Для отвода избыточного тепла можно впрыскивать в реактор воду, так как пары ее все равно содержатся в продуктах окисления.

Наиболее широкое применение для газофазного окисления нашли трубчатые реакторы с принудительным отводом тепла различными хла-

дагентами (рис. 3.10, б). В трубах помещен гетерогенный катализатор и по ним сверху вниз движется реакционная смесь. В межтрубном пространстве испаряется жидкий хладагент, имеющий подходящую температуру кипения (ртуть, водный конденсат под давлением, после конденсации паров хладагент возвращают в реактор), или циркулирует нелетучая жидкость (расплавы солей и др.). Для лучшего отвода тепла и во избежание перегрева и спекания катализатора диаметр труб не должен превосходить определенной величины (обычно 25–50 мм).

Достоинствами трубчатых реакторов являются: эффективный отвод реакционного тепла и возможность регулировать температуру окисления в широких пределах, а также близость их к системам идеального вытеснения. В то же время реакционный объем составляет только очень небольшую часть от общих размеров трубчатого реактора, а температура не бывает достаточно постоянной по длине и диаметру труб.

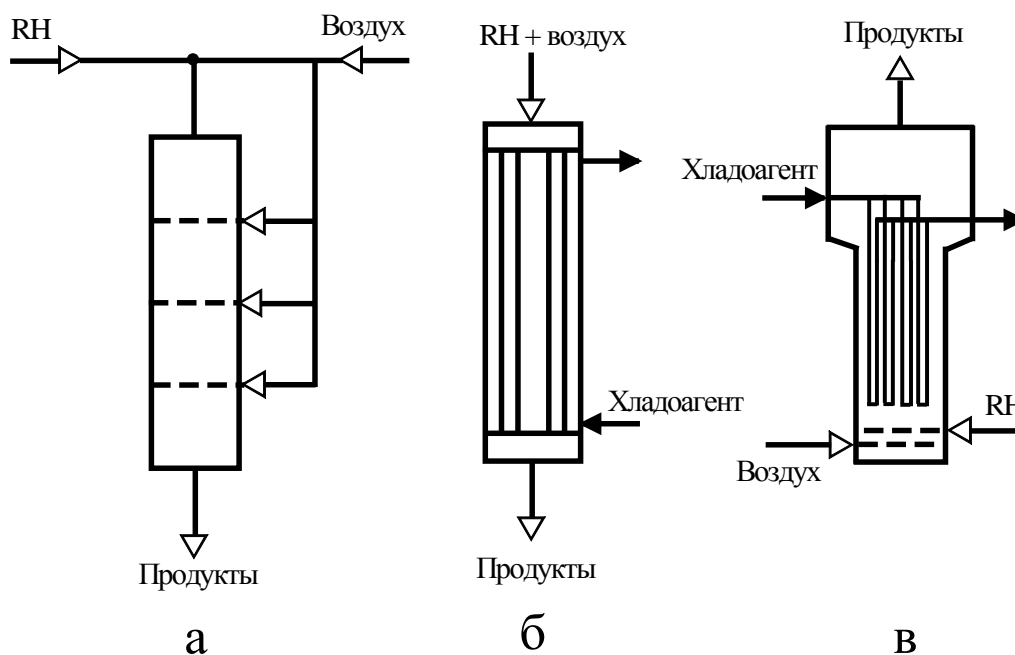


Рис. 3.10. Типы реакционных аппаратов для газофазного окисления молекулярным кислородом:

а – адиабатический реактор; б – трубчатый реактор; в – реактор с псевдооживленным слоем гетерогенного катализатора

Отмеченные недостатки трубчатых реакторов привели в последние годы к разработке и внедрению в промышленность реакторов окисления с псевдооживленным слоем гетерогенного катализатора. Эти реакторы подобны аппаратам процессов крекинга, но не имеют регенераторов, так как при окислении не происходит быстрой дезактивации катализатора. Такой реактор (рис. 3.10, в) снабжен распределительной ре-

шеткой или перфорированными трубами для ввода исходных веществ, охлаждающими трубами и циклонами для улавливания унесенных частиц катализатора (реже – фильтрами из пористых материалов). Исходные реагенты можно вводить в виде смеси или отдельно. Реакторы с псевдооживленным слоем превосходят трубчатые аппараты по производительности, в них полнее использован общий объем, имеются лучшие возможности отвода тепла реакции и создания равномерной температуры по всему рабочему пространству. Последнее объясняется тем, что катализатор одновременно является теплоносителем и при постоянном витании в реакторе способствует выравниванию теплового режима аппарата. Однако по той же причине происходит значительное продольное перемешивание реакционной массы, что снижает степень конверсии и селективность процесса. Этот недостаток был преодолен применением каскада подобных реакторов (с возможностью выделения целевого продукта после каждой ступени) или секционированных реакторов. Секционированные реакторы с помощью нескольких распределительных решеток разделены по высоте на несколько частей (секций).

4. ИНЖЕНЕРНО-ПРОЕКТНЫЕ РАСЧЕТЫ

Руководствуясь технологической схемой, проектировщик приступает к расчетам. Основой всех инженерно-проектных расчетов является материальный баланс производства. При расчете материального баланса используются данные, содержащиеся в технологическом регламенте или других материалах научно-исследовательских институтов.

4.1. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Хотя известны общие принципы составления материального баланса, тем не менее составление его представляет определенные трудности. Эти трудности возникают вследствие того, что подвергающиеся переработке жидкие и газовые смеси имеют сложный состав, причем точное содержание второстепенных компонентов, которые присутствуют в относительно малых концентрациях, обычно неизвестно. Трудности расчета возрастают для технологических процессов с рециркуляцией материальных потоков.

Выполнение расчетов по составлению материального баланса требует ясного представления о существе процессов, протекающих в том или ином аппарате, а при сложном составе и рециркуляции перерабатываемых материалов – еще и соблюдение определенной последовательности. При составлении материального баланса целесообразно придерживаться следующего порядка:

- составление технологической схемы материальных потоков;
- изображение диаграммы материального баланса;
- уточнение задачи и выполнение расчетов.

Технологическая схема материальных потоков должна быть выполнена достаточно подробно. На схеме должны быть нанесены все без исключения линии материальных потоков, как основных, так и вспомогательных. Линии следует охарактеризовать, указав известные данные о составах и величинах потоков, а также температурные условия и давление. Когда все это представлено на схеме, легко установить, какие недостающие величины подлежат определению расчетным путем.

Диаграмма материального потока изображается в соответствии с технологической схемой материальных потоков. Она позволяет представить соотношение между материальными потоками и взаимодействие между ними в наглядной форме, что в значительной мере облегчает расчет и уменьшает вероятность ошибок.

При отсутствии рециркуляции диаграмму можно изображать упрощенно. На диаграмме в этом случае аппараты можно обозначать точ-

ками или кружочками, а потоки – стрелками, направленными к точке (входящие в аппарат потоки) или от точки (выходящие из аппарата потоки), рис. 4.1.

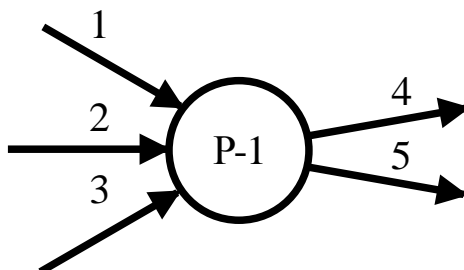


Рис.4.1. Диаграмма материального баланса аппарата:

1, 2, 3 – потоки, приходящие в реактор; 4, 5 – потоки, выходящие из аппарата

При отсутствии рециркуляционных потоков расчет удобно вести последовательно от одного аппарата к другому, начиная с того, для которого известны характеристики (количество, состав) материальных потоков. При наличии рециркулирующих потоков приходится делать расчет сразу для группы аппаратов, объединенных общими рециркуляционными потоками.

Уточнение задачи расчета заключается в изучении диаграммы и установлении, какие величины, характеризующие потоки, уже известны, и какие из них должны являться предметом расчета.

Исходными данными для материального баланса являются:

- технологическая схема проектируемого производства;
- годовая производительность производства по данному продукту цеха (если в цехе производится несколько видов продукции, то материальный расчет составляется отдельно для каждого продукта);
- производственная рецептура загрузки всех компонентов по каждой технологической стадии;
- потери по всем технологическим стадиям в процентах.

В зависимости от характера требований материальный расчет периодических процессов может быть составлен в трех вариантах: исходя из суточной или часовой производительности производства; на 1 т готового продукта; на количество готовой продукции, получаемой за одну операцию.

Наиболее целесообразным является суточный (часовой) материальный баланс. Материальный баланс непрерывного производства рассчитывается на часовую выработку продукта.

Если исходные данные для составления материального баланса заданы в виде уравнений химических реакций, то расчет материального

баланса удобно вести на 100 кмоль исходной смеси с последующим пересчетом полученного результата на заданную производительность.

Материальный баланс делится на две основные части: общий материальный баланс и постадийный (пооперационный) баланс.

4.1.1. Общий материальный баланс

Общий материальный баланс связан с определением расхода всех видов сырья в единицу времени: сутки, часы, секунду. Общий или собственно материальный расчет состоит из следующих основных этапов.

1. *Определение числа работы дней в году цеха*

Для периодических процессов:

$$Д = 365 - (Р + В),$$

где Д – количество рабочих дней в году; Р – количество дней в году, отведенных на капитальный и другие виды ремонта, предусмотренного графиком планово-предупредительного ремонта (ППР) цеха; В – количество выходных и праздничных дней в году.

Для непрерывных процессов:

$$Д = 365 - Р.$$

В этом случае величина Р включает в себя также и время, отводимое на остановку непрерывного производства для очистки аппарата, замены катализатора и т.п.

2. *Определение суточной (часовой, секундной) производительности цеха без учета потерь:*

$$\Pi_c^6 = \frac{N}{Д},$$

где Π_c^6 – суточная производительность готового продукта без учета потерь, т/сут; N – производительность готового продукта, т/год.

Определение суточной (часовой, секундной) производительности цеха (П) с учетом потерь продукта по стадиям:

$$\Pi_c^п = \frac{N}{1 - \frac{а}{100}},$$

где а – общий процент потерь продукта по всем стадиям процесса.

3. *Определение общей величины потерь продукта по всем стадиям:*

$$\Pi = \Pi_c^п - \Pi_c^6.$$

Потери в весовых единицах по отдельным стадиям будут выглядеть следующим образом: 1-я стадия – $\Pi \cdot a_1$, кг/сут; 2-я стадия – $\Pi \cdot a_2$,

кг/сут и т.д. (a_1, a_2 – процент потерь продукта на отдельных стадиях). Сумма этих величин должна быть точно равной величине Π .

4. *Определение суточного расхода каждого вида сырья с учетом потерь, исходя из рецептуры загрузки компонентов.*

Необходимо предварительно рассчитать рецептуру в процентах на содержание каждого компонента в реакционной смеси, принимая последнюю за 100%. Потери реакционной смеси на каждой технологической стадии в равной степени относятся к каждому из компонентов, если не имеет места отгон одного из продуктов, выделение в осадок и т.д.

5. *Определение потерь исходного сырья при транспортировке, загрузке.*

На величину этих потерь необходимо увеличить расход каждого из компонентов.

6. *Расчет расходных коэффициентов на тонну готового продукта.*

Расчет проводят по каждому типу применяемого сырья и данные оформляют в виде таблицы.

4.1.2. Постадийный материальный баланс

Постадийный материальный баланс составляется в виде таблиц прихода и расхода продуктов на каждой стадии, исходя из результатов первой части материального расчета. Постадийный материальный баланс рассмотрим на конкретном примере.

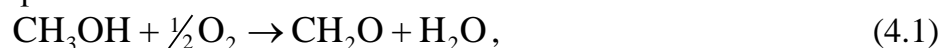
Пример

Составьте материальный баланс реактора для каталитического окисления метанола в формальдегид. Производительность реактора 10000 т CH_2O в год. Степень превращения CH_3OH в CH_2O – 0,7. Общая степень превращения метанола – 0,8 (с учетом побочных реакций). Содержание метанола в спирто-воздушной смеси – 40 % (об.). Мольное соотношение побочных продуктов в продукционном газе $\text{HCOOH}:\text{CO}_2:\text{CO}:\text{CH}_4 = 1,8:1,6:0,1:0,3$. Агрегат работает 341 день в году (с учетом ППР и простоев). Окисление проходит на твердом серебряном катализаторе при 600 °С.

Расчет вести на производительность реактора в кг/ч. Молекулярная масса с CH_2O – 30, CH_3OH – 32 и O_2 – 16.

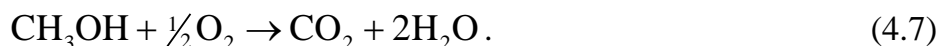
Решение

Формальдегид получают главным образом окислением метанола воздухом при 550–600 °С на серебряном катализаторе, одновременно протекает реакция дегидрирования метанола:



Обычно на реакцию подают лишь ~80 % воздуха от количества, соответствующего мольному соотношению $\text{CH}_3\text{OH} : \text{O}_2 = 2 : 1$.

Выходящие из контактного аппарата газы содержат 20–21 % CH_2O , 36–38 % азота и примесей в виде CO , CO_2 , CH_4 , H_2 , CH_3OH , НСООН и др. Образование побочных продуктов можно представить уравнениями:



Вся эта смесь после охлаждения в холодильнике до 60 °С поступает в поглотительную башню, орошаемую водой. Полученный в результате поглощения раствор формалина содержит 10–12 % CH_3OH , который в данном случае является желательной примесью, так как препятствует полимеризации формальдегида.

Производительность реактора равна $10000000/(341 \cdot 24) = 1220$ кг/ч или $1220/30 = 40,667$ кмоль/ч CH_2O . Для получения такого количества CH_2O необходимо метанола (по реакциям 1 и 2) $1220 \cdot 32/(30 \cdot 0,7) = 1859,05$ кг или $1859,05/32 = 58,095$ кмоль (на 1 моль CH_2O расходуется 1 моль метанола).

Количество спиртовоздушной смеси $58,095/0,4 = 145,238$ кмоль. Из них $(145,238 - 58,095) \cdot 0,21 = 18,3$ кмоль или 585,6 кг O_2 и $(145,238 - 58,095) \cdot 0,79 = 68,843$ кмоль или 1927,6 кг азота.

В составе газовой продукционной смеси содержатся CH_2O , неоокисленный CH_3OH , азот и побочные продукты: НСООН , CO_2 , CO , CH_4 , H_2 , а также водяной пар.

Определим, какое количество метанола расходуется на образование побочных продуктов. На образование 1 моля любого из побочных продуктов по реакциям (4.4–4.7) расходуется 1 моль CH_3OH .

Всего на образование побочных продуктов израсходовано:

$$58,095 \cdot 0,8 - 40,667 = 5,810 \text{ кмоль } \text{CH}_3\text{OH}.$$

Осталось неоокисленным в составе продукционных газов:

$$58,095 \cdot 0,2 = 11,619 \text{ кмоль или } 371,81 \text{ кг } \text{CH}_3\text{OH}.$$

Образовалось в соответствии с заданным мольным соотношением $\text{НОООН} : \text{CO}_2 : \text{CO} : \text{CH}_4 = 1,8 : 1,6 : 0,1 : 0,3$ (всего 3,8):

$$\text{НСООН} \quad 5,810 \cdot 1,8/3,8 = 2,752 \text{ кмоль} \quad \text{или} \quad 126,59 \text{ кг};$$

$$\text{CO}_2 \quad 5,810 \cdot 1,6/3,8 = 2,446 \text{ кмоль} \quad \text{или} \quad 107,63 \text{ кг};$$

$$\text{CO} \quad 5,810 \cdot 0,1/3,8 = 0,153 \text{ кмоль} \quad \text{или} \quad 4,28 \text{ кг};$$

$$\text{CH}_4 \quad 5,810 \cdot 0,3/3,8 = 0,459 \text{ кмоль} \quad \text{или} \quad 7,34 \text{ кг}.$$

Для определения количества водяного пара и водорода в газах синтеза составляем баланс по кислороду и водороду.

В реактор поступило кислорода: с воздухом 585,6 кг; в составе CH_3OH – $1859,05 \cdot 16/32 = 929,52$ кг. Всего 1515,12 кг.

Израсходовано кислорода (кг) на образование:

CH ₂ O	1220·16/30	= 650,67;
HCOOH	126,5·32/46	= 88,06;
CO ₂	108,32 /44	= 78,28;
CO	4,3·16/28	= 2,45.

В составе неокисленного метанола $371,81 \cdot 16/32 = 185,90$.

Всего 1005,35 кг.

Остальное количество кислорода, равное $1515,12 - 1005,35 = 509,77$ кг пошло на образование воды по реакциям (4.1,4.3,4.5–4.7). В результате получено $509,77 \cdot 18/16 = 573,49$ кг воды.

В реактор поступило водорода:

в составе CH₃OH $1859,05 \cdot 4/30 = 232,38$ кг.

Израсходовано водорода (кг) на образование:

CH ₂ O	1220·2/30	= 81,33;
HCOOH	126,5·2/46	= 5,50;
CH ₄	7,3·4/16	= 1,83;
H ₂ O	572·2/18	= 63,72.

В составе неокисленного CH₃OH $371,81 \cdot 4/82 = 46,48$ кг.

Всего 198,87 кг.

Остальное количество H₂ входит в состав контактных газов в свободном состоянии: $232,38 - 198,87 = 33,51$ кг.

Таблица 4.1

Материальный баланс реактора

Приход	кг/ч	мас. д.	кмоль/ч	мол. д.	Расход	кг/ч	мас. д.	кмоль/ч	мол. д.
Спиртовоздушная смесь, в т.ч.					Контактный газ, в т.ч.				
CH ₃ OH	1859,05	0,425	58,095	0,400	CH ₂ O	1220,00	0,279	40,667	0,232
Кислород	585,60	0,134	18,300	0,126	CH ₃ OH	371,81	0,085	11,619	0,066
Азот	1927,60	0,441	68,843	0,474	Водяной пар	573,49	0,131	31,861	0,181
					HCOOH	126,59	0,029	2,752	0,016
					CO ₂	107,63	0,025	2,446	0,014
					CO	4,28	0,001	0,153	0,001
					CH ₄	7,34	0,002	0,459	0,003
					H ₂	33,51	0,008	16,756	0,095
					Азот	1927,60	0,441	68,843	0,392
Итого	4372,25	1,000	145,238	1,000	Итого	4372,25	1,000	175,555	1,000

4.2. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС

4.2.1. Общие положения

Большинство химических процессов ООС проводится при температурах, отличных от нормальной, поэтому для создания в объеме реактора температуры, необходимой для проведения процесса, требуется обогрев или охлаждение с помощью соответствующих теплоносителей

или хладагентов. Химическая реакция сопровождается выделением или поглощением теплоты, и, таким образом, при обогреве реакторов должен учитываться тепловой эффект химической реакции.

Тепловой баланс любого аппарата может быть представлен в виде уравнения, связывающего приход и расход теплоты процесса. Уравнение теплового баланса имеет вид

$$\sum Q_{\text{пр}} = \sum Q_{\text{расх}} \quad (4.8)$$

Для процессов непрерывного действия тепловой баланс составляется на единицу времени, а для процессов периодического действия – на время цикла обработки.

Тепловой баланс рассчитывают по данным материального баланса с учетом тепловых эффектов химических реакций (экзотермических и эндотермических) и физических превращений (испарение, конденсация и др.), происходящих в аппарате; с учетом подвода теплоты извне и отвода ее с продуктами реакции, а также через стенки аппарата.

Тепловой баланс выражают в виде таблиц и диаграмм, а для расчета используют следующее уравнение:

$$Q_{\text{T}} + Q_{\text{ж}} + Q_{\text{Г}} + Q_{\text{Ф}} + Q_{\text{Р}} + Q_{\text{П}} = Q'_{\text{T}} + Q'_{\text{ж}} + Q'_{\text{Г}} + Q'_{\text{Ф}} + Q'_{\text{Р}} + Q'_{\text{П}}, \quad (4.9)$$

где $Q_{\text{T}}, Q_{\text{ж}}, Q_{\text{Г}}$ – количество теплоты, вносимое в аппарат твердыми, жидкими и газообразными веществами, соответственно; $Q'_{\text{T}}, Q'_{\text{ж}}, Q'_{\text{Г}}$ – количество теплоты, уносимое из аппарата выходящими продуктами и полупродуктами реакции и непрореагировавшими исходными веществами в твердом, жидком и газообразном виде; $Q_{\text{Ф}}$ и $Q'_{\text{Ф}}$ – теплота физических процессов, происходящих с выделением и поглощением теплоты соответственно; $Q_{\text{Р}}$ и $Q'_{\text{Р}}$ – количество теплоты в результате экзо- и эндотермических реакций; $Q_{\text{П}}$ – количество теплоты, подводимое в аппарат извне (дымовыми газами, нагретым воздухом, сжиганием топлива, электроэнергией и т.д.); $Q'_{\text{П}}$ – потери теплоты в окружающую среду, а также ее отвод через холодильники, помещенные внутри аппарата.

Величины $Q_{\text{T}}, Q_{\text{ж}}, Q_{\text{Г}}, Q'_{\text{T}}, Q'_{\text{ж}}, Q'_{\text{Г}}$ рассчитывают для каждого вещества, поступающего в аппарат и выходящего из него, по формуле:

$$Q = G \cdot C_p \cdot t, \quad (4.10)$$

где G – количество вещества, C_p – средняя теплоемкость этого вещества, t – температура, отсчитанная от какой-либо точки (обычно от 0°C).

Теплоемкость газов, участвующих в процессе, для данной температуры ($T^\circ\text{K}$) можно подсчитать, пользуясь формулой:

$$C_p = a_0 + a_1 \cdot T + a_2 \cdot T^2. \quad (4.11)$$

Чаще всего приходится иметь дело со смесями веществ. Поэтому в формулу (2) подставляют теплоемкость смеси $C_{p,см}$, которая может быть найдена по закону аддитивности. Так для смеси трех веществ, имеющих теплоемкости $C_{p,1}$, $C_{p,2}$, $C_{p,3}$, средняя теплоемкость смеси равна:

$$C_{p,см} = \frac{G_1 \cdot C_{p,1} + G_2 \cdot C_{p,2} + G_3 \cdot C_{p,3}}{G_1 + G_2 + G_3}. \quad (4.12)$$

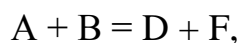
Суммарная теплота физических процессов, происходящих в аппарате, может быть рассчитана по уравнению:

$$Q_{\Phi} = G_1 \cdot r_1 + G_2 \cdot r_2 + G_3 \cdot r_3, \quad (4.13)$$

где G_1, G_2, G_3 – количества компонентов смеси, претерпевших фазовые переходы в данном аппарате; r_1, r_2, r_3 – теплота фазовых переходов (конденсация, кристаллизация, растворение и т.д.).

Число членов в правой части этого уравнения (4.13) должно соответствовать числу индивидуальных компонентов, изменивших в аппарате (в ходе процесса) свое фазовое состояние. Аналогично рассчитывают расход теплоты на те физические процессы, которые идут с поглощением теплоты (Q'_{Φ}), – десорбция газов, парообразование, плавление, растворение и т.п.

Тепловые эффекты химических реакций могут быть рассчитаны на основе значений энтальпии образования веществ, участвующих в реакции. Так, по закону Гесса, тепловой эффект реакции определяется как разность между значениями энтальпии образования продуктов реакции и энтальпии образования исходных веществ. Например, для модельной реакции:



изобарный тепловой эффект q_p равен:

$$q_p^0 = (q_{обр.,D}^0 + q_{обр.,F}^0) - (q_{обр.,A}^0 + q_{обр.,B}^0). \quad (4.14)$$

Изобарная теплота образования из элементов различных веществ $q_{обр}^0$ (или $\Delta H_{обр}^0$) приведена в справочниках физико-химических, термохимических или термодинамических величин.

Для определения зависимости теплового эффекта реакции от температуры применяют уравнение Нернста:

$$q_{pp} = q^0 + \Delta a_0 \cdot T \pm 1/2_1 \cdot \Delta a_1 \cdot T^2 + 1/3_2 \cdot \Delta a_2 \cdot T^3, \quad (4.15)$$

где $\Delta a_0, \Delta a_1, \Delta a_2$ – разности коэффициентов уравнения (4.11) для продуктов реакции и исходных веществ.

Подвод теплоты в аппарат Q_{Π} можно учитывать по потере количества теплоты теплоносителей, например греющей водой:

$$Q_{\Pi} = G_B \cdot C_{p,B} \cdot (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}}); \quad (4.16)$$

или паром:

$$Q_n = G \cdot r; \quad (4.17)$$

или же по формуле теплопередачи через греющую стенку:

$$Q_n = K_T \cdot F \cdot (t_r - t_x) \cdot \tau, \quad (4.18)$$

где K_T – коэффициент теплопередачи; F – поверхность теплообмена; t_r, t_x – соответственно средняя температура греющего (воды, пара и т.п.) и нагреваемого (холодного) вещества в аппарате; τ – время.

По этой и другим формулам теплопередачи можно также рассчитать отвод теплоты от реагирующей смеси в аппарат или потерю теплоты в окружающую среду (Q'_{Π}). Эту статью расхода теплоты часто вычисляют по изменению количества теплоты хладагента, например охлаждающего воздуха или воды.

Теплоту, полученную при сжигании топлива или при превращении электрической энергии в тепловую за единицу времени (например, секунду), подсчитывают по формулам:

для пламенных печей

$$Q_{\Pi,пл} = B \cdot Q_n^p, \quad (4.19)$$

для электрических печей

$$Q_{\Pi,эл} = N \cdot \beta, \quad (4.20)$$

где B – расход топлива, м³/с или кг/с, Q_n^p – низшая теплота сгорания топлива, Дж/м³ или Дж/кг, N – мощность печи, Вт, β – коэффициент.

Количество теплоты, вносимой влажным воздухом, можно рассчитать по формуле:

$$I_{\text{возд}} \cdot x = \alpha \cdot G_{\text{теор}} \cdot (1,02 + 1,95 \cdot t_{\text{возд}}), \quad (4.21)$$

где α – коэффициент избытка воздуха (для твердого топлива обычно $\alpha = 1,3 \div 1,7$, для жидкого – $1,1 \div 1,2$, для газообразного – $1,0 \div 1,2$); 1,02 и 1,95 – удельная теплоемкость воздуха и водяных паров, кДж/кг; x – влагосодержание воздуха, кг на 1 кг сухого воздуха; $t_{\text{возд}}$ – температура воздуха, поступающего в камеру сгорания.

Пример

Составить тепловой баланс (на 1 ч работы) стадии пиролиза при производстве уксусного ангидрида из ацетона и рассчитать количество природного газа, необходимое для сжигания в зоне реакции. Состав природного газа, % об.: CH_4 – 98, N_2 – 2. Производительность по уксусному ангидриду 24

т/сутки. Температура пиролиза 800°C. Степень превращения ацетона в кетен за один цикл 0,25. Тепловой эффект реакции – 83,7 кДж/моль. Теплота испарения ацетона 553,5 кДж/кг. Теплоемкость ацетона при 20 °С 2,09 кДж/(кг·град), теплоемкость реакционной смеси при 800°C 2,26 кДж/(кг·град). Теплотворная способность чистого метана 890310 кДж/кмоль.

Решение

Стадии производства уксусного ангидрида из ацетона описываются реакциями:

$$(\text{CH}_3)_2\text{CO} \xrightarrow{\text{пиролиз}} \text{CH}_2 = \text{C} = \text{O} + \text{CH}_4,$$


Расход (кг/ч) ацетона:

по реакции: $58 \cdot 1000 / 102 = 568$;

с учетом степени превращения: $568 / 0,25 = 2270$.

Приход теплоты: $Q_{\text{пр}} = 2,09 \cdot 2270 \cdot 20 = 94886$ кДж.

Расход теплоты (кДж):

с ацетоном: $Q_1 = 2270 \cdot 553,5 = 1256440$,

по реакции: $Q_2 = 568 \cdot 83,7 \cdot 10^3 / 58 = 819683$,

с отходящими газами: $Q_3 = 2,26 \cdot 2270 \cdot 800 = 4104160$.

Суммарный расход: $Q_{\text{расх}} = 6180283$ кДж.

Количество тепла, которое необходимо подвести в зону реакции:

$$Q = Q_{\text{расх}} - Q_{\text{пр}} = 6085397 \text{ кДж.}$$

Следовательно, количество метана, необходимое для сжигания в зоне реакции: $6085397 / 890310 = 6,84$ кмоль; или в пересчете на природный газ: $6,84 \cdot 22,4 / 0,98 = 156,5 \text{ м}^3$. Сводим тепловой баланс установки в таблицу 4.2.

Таблица 4.2

Тепловой баланс установки

Приход	кДж	%	Расход	кДж	%
$Q_{\text{пр}}$	94886	1,5	Q_1	1256440	20,1
Q	6085397	98,5	Q_2	819683	13,1
			Q_3	4104160	66,8
Итого	6180283	100,0	Итого	6180283	100,0

Температура существенно влияет на результат химического процесса. Поэтому при расчете и выборе модели реактора необходимо учитывать влияние на химический процесс теплового эффекта реакции. Чтобы поддерживать в реакторе определенный температурный режим, следует или подводить тепло к реакционной массе, или отводить его от нее, или перемешивать содержимое реактора с одновременным регули-

рованием температуры реагентов на входе в реактор. В зависимости от температурного режима различают три основных типа реакторов.

Адиабатическими называют реакторы идеального вытеснения, работающие без подвода и отвода тепла в окружающую среду через стенки реактора или при помощи теплообменных элементов. Все тепло, выделяемое в реакторе, аккумулируется реакционной смесью.

Изотермическими называют реакторы, в которых процесс протекает при постоянной температуре во всем объеме реактора. Необходимая температура в реакторе устанавливается или благодаря подводу, или отводу тепла реакции, или за счет регулирования температуры поступающей реакционной смеси. Изотермический режим приближенно достигается и в реакторах вытеснения при протекании в них процессов с малыми тепловыми эффектами или при весьма низкой концентрации реагентов.

Политермическими называют реакторы, которые характеризуются частичным отводом тепла реакции или подводом тепла извне в соответствии с заданной программой изменения температуры по длине (высоте) реактора вытеснения или неполного смешения. Политермичны во времени реакторы смешения периодического действия. Реакторы смешения с наличием теплообменных элементов, в которых подводится или отводится только часть тепла реакции, тоже политермичны. Реакторы полного смешения, работающие без отвода тепла в окружающую среду и без применения теплообменных элементов, являются одновременно изотермическими и интегрально-адиабатическими, так как конечную температуру на выходе из реактора можно определить по уравнению адиабаты.

4.2.2. Адиабатические реакторы

Изменение температуры в адиабатическом реакторе Δt прямо пропорционально степени превращения X_A , концентрации ключевого реагента C_A , тепловому эффекту реакции q_p и обратно пропорционально теплоемкости реакционной смеси C_p . Изменение температуры положительно для экзо- и отрицательно для эндотермических процессов. Запишем общее выражение теплового баланса для установившегося процесса как равенство прихода $\sum Q_{пр}$ и расхода $\sum Q_{расх}$ тепла:

$$\sum Q_{пр} = \sum Q_{расх} \cdot$$

Отнесем к приходу начальное теплосодержание входящей реакционной смеси Q_n и тепловые эффекты реакций, а также физических процессов, происходящих в реакционном объеме Q_p , тогда

$$\sum Q_{пр} = Q_n \pm Q_p.$$

В адиабатическом процессе теплообмен реактора с окружающей средой отсутствует и все тепло отводится с продукционной смесью, масса которой равна G , средняя теплоемкость – C_p и температура – t_k ,

т.е.

$$\sum Q_{расх} = G \cdot C_p \cdot t_k.$$

Учитывая принцип аддитивности, по которому средняя массовая теплоемкость реакционной массы, поступающей в объем и выходящей из него, постоянна, получаем

$$Q_n = G \cdot C_p \cdot t_n,$$

где t_n – температура реакционной массы, поступающей в реактор.

Для любой простой реакции количество выделившегося или поглощенного в реакторе тепла Q_p будет пропорционально весовой концентрации продукта в выходящей смеси C_B или концентрации основного исходного вещества в поступающей смеси и степени его превращения $C_{A,0}$, X_A , т.е.

$$Q_p = G \cdot q_p \cdot C_B = G \cdot q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A,$$

где q_p – тепло реакции (процесса) на единицу массы целевого продукта. Таким образом, суммарное уравнение теплового баланса для реакции $A \longrightarrow B$:

$$G \cdot C_p \cdot t_n \pm G \cdot q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A = G \cdot C_p \cdot t_k.$$

Преобразуя это уравнение, получаем характеристическое уравнение адиабаты для упомянутой реакции:

$$t_k = t_n \pm \frac{q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A}{C_p}, \quad (4.22)$$

или

$$\pm q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A = C_p \cdot (t - t_n).$$

Для реакций типа $mA + nB \longrightarrow dD + rR$ следует учитывать поправочный коэффициент β , выражающий отношение массы целевого продукта (например, D) к массе основного исходного вещества A ($\beta = G_D / G_A$):

$$t_k = t_n \pm \beta \cdot \frac{q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A}{C_p}. \quad (4.23)$$

Если принять, что в реакторе могут протекать экзо- и эндотермические реакции, то общее уравнение теплового баланса для проточного реактора полного смешения имеет вид: $\pm q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A = C_p \cdot (t - t_n)$.

4.2.3. Политермические реакторы

Тепловой баланс интегрально-политермического реактора смешения складывается из следующих величин:

$$\sum Q_{пр} = G \cdot C_p \cdot t_n \pm G \cdot q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A;$$

$$\sum Q_{расх} = G \cdot C_p \cdot t_k \pm K_T \cdot F \cdot \Delta t_{cp},$$

где K_T – коэффициент теплопередачи, F – поверхность теплопередачи, Δt_{cp} – средняя движущая сила теплопередачи.

При неизменной весовой теплоемкости и установившемся режиме

$$\pm G \cdot q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A = G \cdot C_p \cdot (t_{cp} - t_n) \pm K_T \cdot F \cdot \Delta t.$$

Левая часть этого уравнения представляет тепло, выделившееся в результате реакции при степени превращения X_A . Правая часть – сумма тепла, переданного через стенку реактора и унесенного продуктами реакции. Изменение температуры в реакторе рассчитывают по уравнению (при $G=1$)

$$t_k - t_n = \pm \frac{q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A}{C_p} \pm \frac{K_T \cdot F \cdot \Delta t}{C_p}; \quad (4.24)$$

степень превращения по уравнению

$$X_A = \pm \frac{C_p \cdot (t_k - t_n)}{q_p \cdot C_{A,0}} \pm \frac{K_T \cdot F \cdot \Delta t}{G \cdot q_p \cdot C_{A,0}}; \quad (4.25)$$

поверхность теплопередачи по формуле

$$F = \frac{\pm G \cdot q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A \pm G \cdot C_p \cdot (t_k - t_n)}{K_T \cdot \Delta t}. \quad (4.26)$$

Тепловой баланс политермического реактора идеального вытеснения для элементарного участка реактора имеет вид

$$G \cdot q_p \cdot C_{A,0} \cdot dX_A = G \cdot C_p \cdot dt \pm K_T \cdot F' \cdot (t - t_{окр}) \cdot dV,$$

где t – температура в элементе реактора, $t_{окр}$ – температура в рубашке.

Приведенное уравнение позволяет рассчитать изменение температуры, степень превращения и поверхность теплопередачи в политермическом реакторе идеального вытеснения.

Пример

Для трубчатого реактора, работающего без внешнего теплообмена, соответствующего модели РИВНД, определить профиль изменения температуры потока.

Уравнение реакции имеет вид: $A + 2Y \longrightarrow B + 3D$.

Температура потока на входе в реактор $T_0 = 100^\circ\text{C}$. Табличные значения теплоемкостей:

$$C_{p,A} = C_{p,1} = 112,3 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К}); C_{p,Y} = C_{p,2} = 100,0 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К});$$

$$C_{p,B} = C_{p,3} = 85,0 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К}); C_{p,D} = C_{p,4} = 72,0 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К}).$$

Избыток второго реагента (Y) $\beta = 1,5$. Степень превращения на выходе из реактора: $X_A = 0,80$. Тепловой эффект реакции равен: $\Delta H = 9150 \text{ Дж}/\text{моль}$.

Решение

Температура потока на выходе составит:

$$T_x = \frac{T_0 \cdot C_{p,0}}{C_p} + \frac{\Delta H \cdot X_A}{C_p}.$$

В этом уравнении: $C_{p,0} = 112,3 + 2 \cdot 1,5 \cdot 100 = 412,3 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К});$
 $T_0 \cdot C_{p,0} = 412,3 \cdot 100 = 41230 \text{ Дж}/\text{моль}.$

1. Выбираем шаг по конверсии $\Delta X_A = 0,2$; при $X_A = 0$, $T_0 = 100^\circ\text{C}$.

2. Делаем первый шаг $X_A = 0,2$, тогда:

$$\overline{C_p} = 0,8 \cdot 112,3 + 2 \cdot (1,5 - 0,2) \cdot 100 + 1,85 \cdot 0,2 + 3,72 \cdot 0,2 = 410 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К});$$

$$T_1 = \frac{41230}{410} + 9150 \cdot \frac{0,2}{410} = 104,963^\circ\text{C}.$$

3. Делаем второй шаг $X_A = 0,4$. Тогда

$$\overline{C_p} = 0,6 \cdot 112,3 + 2 \cdot (1,5 - 0,4) \cdot 100 + 1,85 \cdot 0,4 + 3,72 \cdot 0,4 = 407,78 \text{ Дж}/(\text{моль}\cdot\text{К});$$

$$T_2 = \frac{41230}{407,78} + 9150 \cdot \frac{0,4}{407,78} = 110,075^\circ\text{C}.$$

4. Аналогично назначаем $X_A = 0,6$ и $X_A = 0,8$, производим расчет соответствующих температур и получим следующие значения: $T_3 = 115,2$ и $T_4 = 120,394^\circ\text{C}$.

Таким образом, получили ряд температур в зависимости от степени превращения X_A :

Температура на выходе, $^\circ\text{C}$	100	110,1	115,2	120,4
Степень конверсии X_A	0,0	0,2	0,4	0,6

4.2.4. Изотермические реакторы

В этом случае тепловой расчет служит для проверки достаточности поверхности теплообмена. Для проведения такого расчета должны быть известны следующие данные:

- размеры реактора;
- тепловой эффект реакции;
- материал реактора;
- количество компонентов и их плотность, вязкость, удельная теплота плавления и испарения, теплоемкость и др.;
- возможные виды тепло- и хладагентов и их оптимальные параметры.

Тепловой расчет реактора периодического действия рекомендуется проводить в следующей последовательности:

- разбить цикл работы реактора на основные стадии: загрузка, нагревание и др.;
- определить температуру внешних поверхностей аппарата по стадиям и, соответственно, часовые теплопотери;
- составить тепловые балансы для каждой стадии процесса;
- определить часовой расход тепла или холода по стадиям, и распределить этот расход по отдельным элементам поверхности теплообмена (секции-рубашки, обратный холодильник);
- определить теплонапряженность L_1 (Вт/м²) поверхности теплообмена со стороны тепло- и хладоносителя в рубашке и коэффициент теплоотдачи α_1 , Вт/(м²·град);
- проделать те же определения для стенки корпуса со стороны реакционной массы (L_2 , α_2);
- сопоставить значения L_1 и L_2 , которые должны быть равными с точностью до 2–3 %.

4.3. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ РЕАКТОРОВ

Расчет реакторов заключается в определении их производительности, геометрических размеров и количества аппаратов в батарее.

4.3.1. Расчет реакторов для жидкофазных процессов

Для проведения жидкофазных процессов используют аппараты периодического и непрерывного действия, а также каскад реакторов смешения непрерывного действия.

Реакторы периодического действия

Исходными данными для расчета РПД являются:

- производительность часовая по загрузке или кг/сут (берется из материального баланса производства);
- степень превращения вещества X_A (обычно эта величина задается);
- время цикла $\tau_{ц}$ (берется из регламента производства);
- коэффициент заполнения реактора, φ ;
- плотность реакционной массы, кг/м³ (ρ).

Общий объем РПД определяют по формуле:

$$V_p = \frac{P \cdot G \cdot \tau_{ц}}{24 \cdot \rho \cdot \varphi}, \quad (4.27)$$

где P – коэффициент запаса производительности. Этот коэффициент можно определить по формуле:

$$P = \frac{8640}{T_{эф}}, \quad (4.28)$$

где 8640 – число календарных часов в году, $T_{эф}$ – эффективный фонд рабочего времени (число часов работы аппарата в год). Величина $P = 1,1 \div 1,5$.

Величина φ зависит от характера процесса, протекающего в аппарате, и принимается равным от 0,4 до 0,9. Для РПД, в которых в процессе работы повышается уровень реагирующих веществ, например пенообразование, $\varphi = 0,4 \div 0,6$; в реакторах с мешалками, где возможно образование при перемешивании воронки, $\varphi = 0,75 \div 0,80$; в остальных аппаратах, где не имеет место кипение, вспенивание и иное повышение уровня реагирующих веществ, $\varphi = 0,85 \div 0,90$.

В РПД концентрации веществ изменяются только во времени, а в каждый данный момент времени концентрации и скорости постоянны по его объему.

Материальный баланс в дифференциальной форме: $dn_i = V \cdot r_i \cdot dt$, где V – объем реакционной смеси; r_i – скорость образования (расходования) i -го вещества.

Характеристическое уравнение РПД:

$$t = \int_{n_{i,0}}^{n_i} \frac{dn_i}{V \cdot r_i}. \quad (4.29)$$

Если реакционный объем остается постоянным, то $dn_i = V \cdot dC_i$. Концентрационная форма уравнения для этого случая:

$$t_{V=const} = \int_{C_{i,0}}^{C_i} \frac{dC_i}{r_i}. \quad (4.30)$$

Чаще всего работу аппарата характеризуют по определяющему компоненту А. Учитывая, что $C_A = C_{A,0} \cdot (1 - X_A)$, получим:

$$t_{V=const} = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{|r_A|}. \quad (4.31)$$

Это уравнение позволяет определить время, необходимое для достижения в РПД заданной степени превращения.

Пример

Определить объем реактора смешения периодического действия, если количество загружаемых веществ составило 3510 кг, время цикла $\tau_{ц} = 6$ ч, плотность реакционной смеси $\rho = 1040$ кг/м³, $\phi = 0,4$ и $\Pi = 1,0$.

Решение

Подставляем соответствующие величины в уравнение (4.27) и получаем:

$$V_P = \frac{3510 \cdot 6 \cdot 1}{24 \cdot 1040 \cdot 0,4} = 2,11 \text{ м}^3.$$

По ГОСТ 20680–69 объем аппарата принимаем равным 2,5 м³.

Реакторы непрерывного действия

По гидродинамической модели реакторы классифицируют на реакторы смешения непрерывного действия (РСНД) и реакторы вытеснения непрерывного действия (РВНД). Для реакторов, работающих в условиях идеального вытеснения (например, трубчатки), объем реактора можно определить из соотношения:

$$\tau = \frac{V}{W_0} = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{|r_A|}, \quad (4.32)$$

где W_0 – объемная скорость потока, м³/с.

Это уравнение позволяет, если известна r_A , определить время пребывания реагентов (τ), а затем, например, объем реактора при заданной объемной скорости потока.

Для реакторов же, работающих в условиях идеального смешения (аппараты смешения с мешалкой) характеристическое уравнение имеет вид:

$$\tau = \frac{V}{W_0} = \frac{C_{A,0} \cdot X_A}{|r_A|}. \quad (4.33)$$

Это уравнение позволяет определить время τ , необходимое для достижения требуемой степени превращения.

Пример

Рассчитайте объем РВНД для ежесуточного производства 50 т вещества А исходя из следующих данных: $\tau = 7270$ с, $\rho = 120,56$ кг/м³.

Решение

Определяем объемную скорость

$$W_0 = \frac{50000}{120,56 \cdot 24 \cdot 3600} = 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объем РВНД определяем из выражения $V_p = W_0 \cdot \tau$. Подставляя в него известные величины, получим:

$$V_p = 4,8 \cdot 10^{-3} \cdot 7270 = 34,8 \text{ м}^3.$$

Каскад реакторов полного смешения

В единичном реакторе полного смешения, вследствие того что концентрации реагентов мгновенно снижаются до конечной величины, скорость реакции при больших степенях превращения невелика и поэтому для достижения высоких степеней превращения требуются реакторы большого объема. Более целесообразна установка ряда последовательно соединенных реакторов полного смешения – каскада реакторов (рис. 4.2).

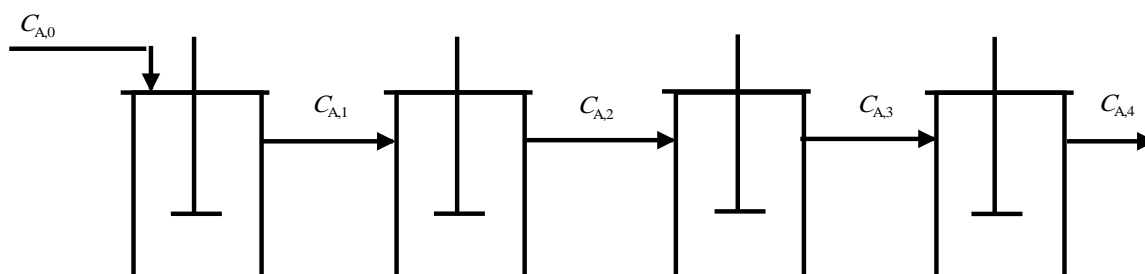


Рис. 4.2. Каскад реакторов полного смешения

В каскаде реакторов состав реакционной смеси изменяется при переходе из одного аппарата в другой. При этом в каждой ступени каскада параметры процесса постоянны по всему объему.

Для определения числа теоретических ступеней каскада используют алгебраические и графические методы.

Алгебраический метод исходит из материального баланса, составляемого для каждой ступени каскада. Для необратимой реакции первого порядка $A \xrightarrow{k} B$ и при отсутствии диффузионных торможений уравнение материального баланса первой ступени каскада может быть представлено в следующем виде:

$$C_{A,0} \cdot W_0 = C_{A,1} \cdot W_0 + k \cdot C_{A,1} \cdot V = C_{A,1} \cdot (W_0 + k \cdot V).$$

Откуда

$$C_{A,1} = \frac{C_{A,0} \cdot W_0}{W_0 + k \cdot V} = \frac{C_{A,0} \cdot W_0}{W_0 \cdot \left(1 + k \cdot \frac{W_0}{V}\right)} = \frac{C_{A,0}}{1 + k \cdot \tau}.$$

Уравнение материального баланса второй ступени:

$$W_0 \cdot C_{A,1} = C_{A,2} \cdot W_0 + k \cdot C_{A,2} \cdot V, \text{ или } C_{A,2} = \frac{C_{A,0}}{(1 + k \cdot \tau)^2}.$$

Решая, таким образом, уравнения материального баланса для каждой ступени каскада при равенстве их объемов и постоянстве температуры во всех реакторах, получаем для каскада из n реакторов:

$$C_{A,n} = \frac{C_{A,0}}{(1 + k \cdot \tau)^n}. \quad (4.34)$$

Из этого уравнения можно определить число последовательно соединенных реакторов:

$$n = \frac{\ln\left(\frac{C_{A,0}}{C_{A,n}}\right)}{\ln(1 + k \cdot \tau)}. \quad (4.35)$$

Определение концентраций реагентов $C_{A,n}$ по уравнению (4.34) для реакций более высоких порядков весьма сложно. Поэтому в данном случае предпочитают менее точный, но более простой графический метод.

Графический метод основан на преобразовании уравнения

$$\tau = \frac{V}{W_0} = \frac{C_{A,0} \cdot \Delta X_A}{|r_A|} = \frac{C_{A,n-1} - C_{A,n}}{|r_{A,n}|}$$

к виду

$$r_{A,n} = -\frac{C_{A,n}}{\tau} + \frac{C_{A,n-1}}{\tau} = -\frac{1}{\tau} \cdot C_{A,n} + \frac{C_{A,n-1}}{\tau}, \quad (4.36)$$

где $r_{A,n}$ – скорость реакции в n -м реакторе.

Как следует из уравнения (4.36), скорость реакции в n -м реакторе $r_{A,n}$, при равенстве объемов реакторов в каскаде (величина $1/\tau$ – постоянна), пропорциональна концентрации исходного реагента в этом реакторе $C_{A,n}$. Совместным решением уравнения скорости реакции $r_{A,n} = f(C_{A,n})$ и уравнения (4.36) можно определить текущую концентрацию исходного реагента в реакторе $C_{A,n}$. Таким образом, пересечение прямой линии, имеющей тангенс угла наклона, равный $(-1/\tau)$, с

кривой зависимости скорости реакции от концентрации дает значение концентрации исходного реагента на n -й ступени $C_{A,n}$ (рис. 4.3).

Чтобы найти значение концентрации в любой ступени, из точки $C_{A,0}$ проводят прямую до пересечения с кривой скорости, опускают перпендикуляр на ось абсцисс и т.д. до получения определенной конечной концентрации. Увеличение числа реакторов в каскаде уменьшает время пребывания в них реагентов и, соответственно, общий объем каскада реакторов.

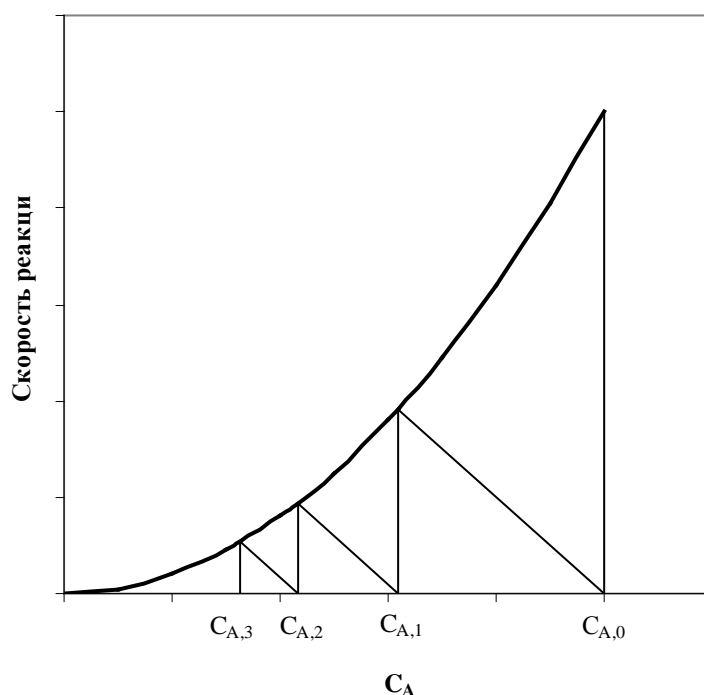


Рис. 4.3. Графический метод расчета каскада реакторов идеального смешения

4.3.2. Расчет реакторов для контактно-каталитических процессов

Расчет реакторов для контактно-каталитических процессов заключается в определении основных размеров аппаратов и оптимальных режимов их эксплуатации.

Помимо области протекания реакции, при расчете контактных аппаратов необходимо учитывать следующие факторы: большой тепловой эффект и зависимость скорости реакции от температуры; наличие побочных реакций; изменение объема реагентов и т.д. Многообразие факторов, влияющих на реакцию, обуславливает и многообразие методов расчета контактных реакторов. Рассмотрим простейшие и вместе с тем наиболее важные из них.

4.3.2.1. Расчет контактных аппаратов на основе удельной производительности катализатора

Удельная производительность катализатора $q_{\text{кат}}$ равна объему газов или паров, пропускаемых за единицу времени через единицу объема катализатора. Объем газов приведен к нормальным условиям (давление 0,1 МПа, температура 0 °С) и $q_{\text{кат}}$ имеет размерность (единица времени)⁻¹, т.е. она обратно пропорциональна условному времени контакта газов с катализатором. Если степень превращения при $q_{\text{кат}}^{\text{опт}}$ известна, то по уравнению $q_{\text{кат}}^{\text{опт}} = \frac{W_{\text{час}}}{V_{\text{кат}}}$ при известном значении объемного расхода $W_{\text{час}}$ нетрудно найти объем катализатора $V_{\text{кат}}$. При известном объеме катализатора нетрудно определить площадь сечения и высоту слоя катализатора. Этот метод наиболее часто применяется для расчета аппаратов шахтного типа.

4.3.2.2. Расчет адиабатических реакторов для реакций, протекающих в кинетической области

Объем катализатора $V_{\text{кат}}$ находят по известному времени контакта τ (из экспериментальных данных) в соответствии с уравнением

$$V_{\text{кат}} = W_{\text{час}} \cdot \tau. \quad (4.37)$$

В реакторах адиабатического типа отсутствует теплообмен через стенку аппарата, поэтому температура реагентов по мере прохождения слоя катализатора изменяется. С изменением температуры меняется и скорость реакции.

Температурный интервал большинства реакций составляет 50 °С, т.е. $t_{\text{раб}} = t_{\text{опт}} \pm 25$ °С. Если для этого интервала определить эффективную температуру, т.е. температуру, при которой в изотермических условиях достигается такая же степень превращения, что и в адиабатических условиях, то по этой температуре время реакции находится решением уравнения кинетики:

$$\frac{dX_A}{d\tau} = f(k, X_A). \quad (4.38)$$

В этом случае конечную температуру смеси (для экзотермической реакции) определяют по уравнению (4.22)

$$T_k = T_H + \frac{q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A}{C_p}.$$

Ввиду малости изменения температуры в слое катализатора ($\Delta t = 50^\circ \text{C}$), экспоненциальная зависимость константы скорости от температуры $k = A \cdot e^{-\frac{E}{RT}}$ может быть заменена уравнением линейной вида

$$k = a + b \cdot T. \quad (4.39)$$

Постоянные a и b можно найти из системы уравнений:

$$\begin{cases} k_1 = a + b \cdot T_1, \\ k_2 = a + b \cdot T_2, \end{cases}$$

для чего необходимо знать k при двух различных температурах.

Подставляя уравнение (4.22) в (4.39), получаем

$$k = a + b \cdot T_n \cdot \left(X_{A,0} \cdot \frac{C_p}{C_p} \right). \quad (4.40)$$

Используя значение k в кинетическом уравнении (4.32) или (4.38) и интегрируя его, определяют время реакции при заданной конечной степени конверсии $X_{A,k}$.

4.3.2.3. Расчет адиабатических реакторов для реакций, протекающих в диффузионной области

Поскольку определяющей является диффузионная стадия реакций, то расчет аппарата ведется по критериальным уравнениям, описывающим массообмен, но модифицированным применительно к контактными химическим реакциям.

Процесс массопередачи описывается уравнением первого порядка:

$$\frac{dX_A}{d\tau} = K_V \cdot (1 - X_A), \quad (4.41)$$

где K_V – коэффициент массопередачи, отнесенный к единице объема катализатора, ч^{-1} .

После интегрирования получаем:

$$\tau = \frac{1}{K_V} \cdot \ln \left(\frac{1}{1 - X_A} \right), \quad (4.42)$$

или

$$K_V = \frac{1}{\tau} \cdot \ln \left(\frac{1}{1 - X_A} \right) = \frac{V_{\text{час}}}{F \cdot H} \cdot \ln \left(\frac{1}{1 - X_A} \right), \quad (4.43)$$

где τ – условное время контакта; $V_{\text{час}}$ – производительность реактора по газу, $\text{м}^3/\text{ч}$; F – площадь поперечного сечения аппарата, м^2 ; H – высота слоя катализатора, м.

Используя в этом уравнении выражение $K_V = K_F \cdot \sigma_{уд}$, где $\sigma_{уд}$ – удельная поверхность катализатора [$\text{м}^2/\text{м}^3$] и $\frac{V_{\text{час}}}{F} = W_0$, имеем

$$\frac{H \cdot \sigma_{уд}}{\ln(1 - (1 - X_A))} = \frac{W_0}{K_F}. \quad (4.44)$$

Коэффициент массопередачи K_F может быть найден по критериальным уравнениям:

$$\text{Nu} = 0,725 \cdot \text{Re}^{0,17} \cdot \text{Pr}^{0,33}, \quad (4.45)$$

для ламинарного режима ($\text{Re} < 30$);

$$\text{Nu} = 0,395 \cdot \text{Re}^{0,64} \cdot \text{Pr}^{0,33}, \quad (4.46)$$

для турбулентного режима ($\text{Re} > 30$),

$$\text{где } \text{Nu} = K_F \cdot \frac{d_3}{D}; \quad \text{Re} = \frac{w \cdot d_3 \cdot \rho}{\mu} = \frac{W_0 \cdot d_3}{\varepsilon_{св} \cdot F \cdot v}; \quad \text{Pr} = \frac{\mu}{\rho \cdot D} = \frac{v}{D}; \quad d_3 = \frac{4 \cdot \varepsilon_{св}}{\sigma_{уд}}$$

D – коэффициент диффузии реагирующего компонента в контактном газе, м²/с; d_3 – эквивалентный диаметр зерна катализатора, м; $\varepsilon_{св}$ – свободный объем слоя катализатора, м³/м³; w – скорость газа в слое катализатора, м/с; ρ – плотность газа; μ – динамическая вязкость газа, Па·с; v – кинематическая вязкость газа, м²/с.

Расчет высоты слоя катализатора складывается из определения коэффициента массопередачи K_F по уравнениям (4.45) и (4.46), а затем – высоты слоя H по уравнению (4.44).

4.3.2.4. Расчет реакторов с теплообменной поверхностью, имеющей постоянную температуру

При наличии теплоотвода через стенку, часть тепла реакции затрачивается на нагрев реакционной массы, остальная часть передается теплоносителю через поверхность теплообмена. Для определения температуры реагентов напишем тепловой баланс для элемента слоя высотой dH :

$$G \cdot q_p \cdot dX_A = \alpha G f'_{уд} \cdot (T - T_{ст}) \cdot d + \dots \cdot \rho \cdot \Delta T, \quad (4.47)$$

где G – массовая производительность реактора по исходному реагенту, кг/с; q_p – тепловой эффект реакции, Дж/кг; α – коэффициент теплоотдачи от реагентов к стенке, Вт/(м²·К); $f'_{уд}$ – удельная поверхность теплоотдачи, приходящаяся на 1 м высоты слоя, м²/м; T – средняя температура реагентов в пределах слоя dH ; ΔT – перепад температуры реагентов в слое высотой dH ; $T_{ст}$ – температура стенки, практически равная температуре кипящего или конденсирующего теплоносителя.

Левая часть уравнения (4.47) представляет количество тепла, выделившегося в результате реакции. Первый член правой части этого уравнения – количество тепла, отведенного через стенку, а второй – количество тепла, израсходованного на нагрев реакционной массы. Как правило, количество тепла, отведенного через стенку, значительно превышает количество теплоты, используемой на нагрев реагентов. Пренебрегая вторым членом правой части уравнения (4.47), получим:

$$\frac{dX_A}{dH} = \frac{\alpha \cdot f'_{уд}}{G_{\text{час}} \cdot q_p} \cdot (T - T_{\text{ст}}). \quad (4.48)$$

Связь между $d\tau$ и dH дается выражением $d\tau = \frac{F}{W_0} \cdot dH$. Подставляя его в (4.48), получим:

$$\frac{dX}{d\tau} = \frac{W_0}{F} \cdot \frac{\alpha \cdot f'_{уд}}{G \cdot q_p} \cdot (T - T_{\text{ст}}) = \frac{\alpha \cdot f'_{уд}}{\rho \cdot F \cdot q_p} \cdot (T - T_{\text{ст}}). \quad (4.49)$$

Решив это уравнение совместно с уравнением кинетики реакции (4.38), найдем среднюю температуру реагентов в слое катализатора:

$$T = \frac{\frac{\alpha \cdot f'_{уд}}{\rho \cdot F \cdot q_p} \cdot T_{\text{ст}} + f(k, X_A)}{\frac{\alpha \cdot f'_{уд}}{\rho \cdot F \cdot q_p}}. \quad (4.50)$$

Таким образом, если для адиабатического реактора температура реагентов была выражена через степень превращения X_A , то в данном случае она выражена не только через X_A , но и через α и через постоянную $T_{\text{ст}}$.

Время реакции определяется интегрированием уравнения кинетики (4.38) с учетом зависимости константы скорости реакции от температуры.

4.3.2.5. Расчет реактора с теплообменной поверхностью, имеющей переменную температуру

При отводе или подводе теплоты движущимся теплоносителем рассмотрим наиболее благоприятный случай прямоточного движения теплоносителя. Температуру теплоносителя, при степени превращения исходного реагента X_A , можно определить из уравнения теплового баланса (если пренебречь теплотой, используемой на нагрев реагентов):

$$T_T = T_T^H + \frac{q_p \cdot W_0 \cdot X_{A,0} \cdot A}{G_T \cdot C_T}, \quad (4.51)$$

где T_T, T_T^H – температура теплоносителя при степени превращения реагента X_A и начальная температура теплоносителя, соответственно.

Тепловой баланс для элемента слоя высотой dH имеет вид:

$$q_p \cdot W_{\text{уд}} \cdot dX_{A,0} \cdot K_{T_A} = f \cdot T \cdot (T - dH) \cdot \quad (4.52)$$

При подстановке значения T_T из уравнения (4.51) получаем:

$$\frac{dX_A}{dH} = \frac{K \cdot f'_{\text{уд}} \cdot C}{Q_p \cdot W_0 \cdot A_{A,0}} \cdot \left(\frac{X}{T} - T_T^H \cdot \frac{q_p \cdot W_0 \cdot A_{A,0} \cdot A}{C \cdot T} \right), \quad (4.52)$$

где K – коэффициент теплопередачи через стенку от реагентов к теплоносителю.

Далее решение аналогично предыдущему случаю. При совместном решении уравнения (4.52) и уравнения кинетики реакции (4.38) получаем выражение для определения температуры реагентов. В этом выражении температура реагентов будет являться функцией степени превращения X_A и коэффициента теплопередачи K , а также постоянной начальной температуры теплоносителя T_T^H . Выражение для температуры реагентов подставляется в уравнение кинетики. После интегрирования уравнения кинетики определяем время реакции τ .

4.3.2.6. Графический метод расчета

Этот метод применяется в тех случаях, когда уравнение кинетики реакции неизвестно, но имеются кинетические кривые $X = f_X(\tau)$ при различных температурах (рис. 4.4,а).

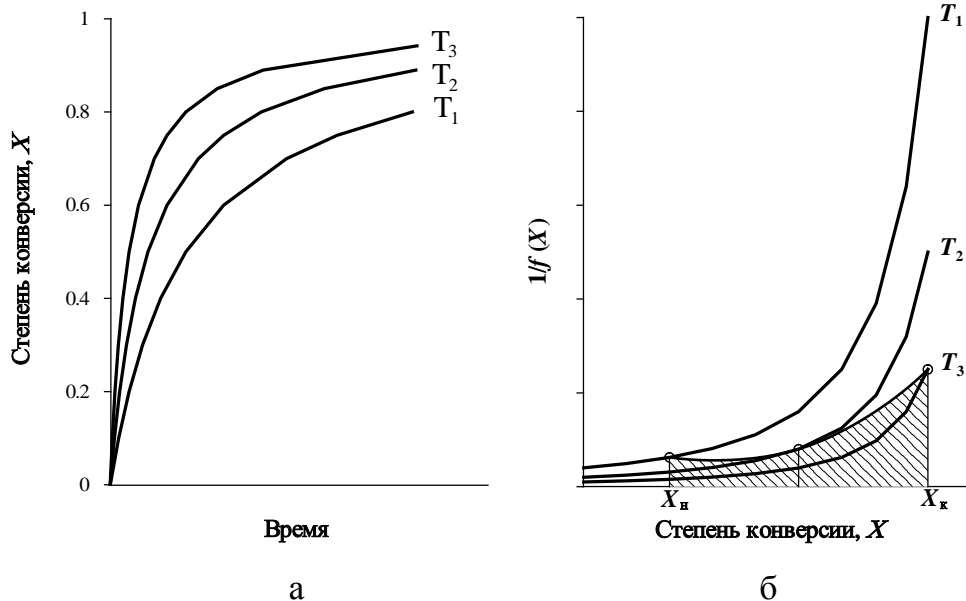


Рис. 4.4. Кинетические кривые (а) и зависимости $d\tau/dX = 1/f(X)$ (б)

при различных температурах

Преобразуем уравнение кинетики (4.38) к виду $\frac{d\tau}{dX} = \frac{1}{Tf(X, \dots)}$,

откуда время реакции $\tau = \int_{X_n}^{X_k} \frac{dX}{f(X, \dots)}$. Время реакции определяется гра-

фическим интегрированием преобразованного уравнения кинетики

$\frac{d\tau}{dX} = \frac{1}{Tf(X, \dots)}$. Интеграл численно равен площади, ограниченной кри-

вой $1/f(X, \dots)$, осью абсцисс и двумя ординатами X_n и X_k .

Для построения функции $1/f(X, \dots)$ кинетические кривые $X = f_X(\tau)$ для каждой температуры (рис. 4.4, а) графическим дифференцированием преобразуют в зависимости $\frac{d\tau}{dX} = \frac{1}{f(X)}$

(рис. 4.4, б). Для того чтобы на полученном графике построить функцию $1/f(X, \dots)$, необходимо знать изменение температуры реагентов с

изменением степени превращения X_A . Для изотермического режима – температура реагентов постоянна, для адиабатического режима –

$T = T_n + \frac{q_p \cdot C_{A,0} \cdot X_A}{C_p} = f_T(X_A)$, т.е. температура является линейной

функцией X_A и может быть легко рассчитана для любого значения X_A .

Нанося на кривые $\frac{1}{f(X)}$ (рис. 4.4, б) точки, соответствующие расчет-

ным значениям $T = f_T(X_A)$, и проводя по этим точкам кривую, получа-

ем $1/f(X, \dots)$. Время реакции определяют по площади под кривой $f(X, \dots)$, ограниченной ординатами X_n и X_k .

4.3.3. Методика расчета геометрических размеров реакторов

Площадь поперечного сечения реактора определяют из уравнения расхода:

$$f = \frac{W_0}{w}, \quad (4.53)$$

где W_0 – объемная скорость потока, м³/с, w – скорость течения среды, м/с (скорость обычно бывает известна или ее задают).

Определив сечение аппарата, находят его диаметр по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot f}{\pi}}. \quad (4.54)$$

Длину рабочей части (реакционной зоны) аппарата определяют по формуле:

$$L = \frac{V_p}{f} = w \cdot \tau. \quad (4.55)$$

Длина (высота) реактора также будет зависеть от размеров устройств, находящихся в нем, от длины трубчатки, сепараторов и тому подобных узлов.

Размеры реактора идеального вытеснения непрерывного действия зависят от режима движения реакционной среды. В этом случае высоту РВНД при ламинарном течении среды рассчитывают по формуле:

$$L = \frac{W_{cp} \cdot \tau}{\theta}, \quad (4.56)$$

где w_{cp} – средняя скорость движения среды в реакторе, м/с, $\theta = \frac{t}{\tau}$ –

отношение фактического времени пребывания среды в реакторе к среднему расчетному времени.

Полученные размеры аппарата должны быть обязательно приведены в соответствие с действующими стандартами.

Пример

Реакция второго порядка $2A \longrightarrow B$ проводится в жидкой фазе без изменения объема в трубчатом реакторе при концентрации исходного продукта $C_{A_0} = 5$ кмоль/м³. Константа скорости $k = 0,15$ м³/(кмоль·мин). Требуется определить необходимую длину трубчатки для достижения степени превращения $X_A = 0,85$, если диаметр трубчатки 0,1 м. Производительность трубчатки по продукту $G = 50$ кмоль/ч.

Решение

Кинетическое уравнение имеет вид

$$-\frac{dC}{d\tau} = K \cdot C_A^2$$

После интегрирования имеем

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A_0}} = k \cdot \tau; \quad C_A = C_{A_0} \cdot (1 - X_A) = 5 \cdot (1 - 0,85) = 0,75 \text{ кмоль/м}^3.$$

Продолжительность реакции равна:

$$\tau = \frac{1}{k} \cdot \left(\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A_0}} \right) = \frac{1}{0,15} \cdot \left(\frac{1}{0,75} - \frac{1}{5} \right) = 7,5 \text{ мин.}$$

Объем реактора:

$$V_P = W_0 \cdot \tau = \frac{G \cdot \tau}{(C_{A_0} - C_A)/2} = \frac{50 \cdot 2 \cdot \frac{75}{60}}{(5 - 0,75)/2} = 2,94 \text{ м}^3.$$

Длина трубчатки:

$$L = \frac{V_P}{(\pi \cdot d^2)/4} = \frac{2,94}{(3,14 \cdot 0,1^2)/4} = 375 \text{ м.}$$

Пример

Определить объем катализатора в реакторе для окисления метанола в CH_2O при секционировании реактора на три слоя. Заданная степень превращения: $X_k = 0,98$; $k = 0,98 \cdot 10^{-5} \text{ ч}^{-1}$, $W_0 = 8960 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Решение

По кинетическому уравнению реакции первого порядка определяем время пребывания в реакторе:

$$\frac{dX}{d\tau} = k \cdot (1 - X) \quad \frac{dX}{1 - X} = k \cdot d\tau.$$

Отсюда

$$\tau = \frac{1}{k} \int_0^{0,98} \frac{dX}{1 - X} = \frac{1}{k} \cdot [\ln(1 - 0,98) - \ln(1 - 0)] = -\frac{2,3 \cdot 0,02}{0,98 \cdot 10^{-5}} = 3,98 \cdot 10^{-5} \text{ ч.}$$

Объем катализатора:

$V_{\text{кат}} = W_0 \cdot \tau = 8960 \cdot 3,98 \cdot 10^{-5} = 0,375 \text{ м}^3$, т.е. в 1 25 раз меньше, чем это требуется в однополочном аппарате.

Пример

Определить размеры однополочного реактора производительностью $\Pi = 15000 \text{ т/год}$ формалина с концентрацией 37 % CH_2O : диаметр реактора, объем катализатора, высоту слоя катализатора. Линейная скорость газа $w = 0,6 \text{ м/с}$; степень превращения CH_3OH в CH_2O $X_A = 0,90$.

Решение

Расход формалина в соответствии с заданной производительностью составляет 1900 кг/ч, и отсюда расход формальдегида составит

$$1900 \cdot 0,37 = 703 \text{ кг/ч.}$$

Расход метанола на образование продукта:

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{703 \cdot 32}{30 \cdot X_2} = \frac{703 \cdot 32}{30 \cdot 0,9} = 834 \text{ кг/ч}$$

или
$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{834 \cdot 22,4}{32} = 584 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Расход исходной газовой смеси составит:

$$V_r = \frac{584}{0,065} = 8960 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 0,065 – начальная концентрация CH_3OH в метанолю-воздушной смеси с концентрацией 6,5% (об.).

Определяем D , исходя из заданной линейной скорости газа:

$$V_r = w \cdot f \cdot 3600 = 0,6 \cdot 0,785 \cdot D^2 \cdot 3600 \cdot 3.$$

Откуда $D = 2,3$ м и площадь сечения реактора $f = 0,785 \cdot 2,3^2 = 4,15 \text{ м}^2$.

Время контакта газа с катализатором принимаем по ранее лабораторным исследованиям $\tau = 5 \cdot 10^{-4}$ ч.

Тогда $V_{\text{кат}} = V_r \cdot \tau = 8960 \cdot 5 \cdot 10^{-4} = 4,48$ и высота слоя:

$$H = \frac{V_{\text{кат}}}{f} = \frac{4,48}{4,15} = 1,08 \text{ м}.$$

Пример

Реакция первого порядка проводится в трехсекционном аппарате в псевдооживленном катализаторе. Общий объем катализатора 20 м^3 . Производительность реактора по сырью – $9000 \text{ м}^3/\text{ч}$. В ходе реакции из 1 моль сырья образуется 2 моль продукта. Определить соотношение объемов катализатора в секциях, обеспечивающее максимальную степень превращения. Режим движения реагентов в секциях считать режимом идеального смешения. Константа скорости реакции $k = 0,5 \text{ с}^{-1}$.

Решение

Определяем коэффициент увеличения объема по формуле:

$$\varepsilon = \frac{V_{X=1} - V_{X=0}}{V_{X=0}} = \frac{2-1}{1} = 1.$$

Кинетическое уравнение реакции для условий идеального смешения:

$$r(X) = \frac{C_0 \cdot (X - X_0)}{\tau_0} = \frac{k \cdot C_0 \cdot (1 - X)}{(1 - \varepsilon \cdot X)}.$$

$$\text{Отсюда } X = \left(-(1 + k \cdot \tau_0) \pm \sqrt{(1 + k \cdot \tau_0)^2 + 4 \cdot (k \cdot \tau_0 + X_0)} \right)^2.$$

Получить аналитически оптимальное соотношение объемов катализатора в секциях затруднительно, поэтому используем метод последовательных приближений. Условием оптимизации является равенство действительных времен пребывания реагентов в секциях аппарата. В первом приближении принимаем равные объемы катализатора в секциях. Суммарное приведенное время контакта:

$$\tau_0 = \frac{V_p}{V_r} = \frac{20 \cdot 360}{9000} = 8 \text{ с}.$$

Приведенное время контакта в одной секции:

$$\tau_{0_i} = \frac{\tau_0}{n} = \frac{8}{3} = 2,66 \text{ с.}$$

Степень превращения в первой секции:

$$X_1 = \left(- \left(1 + 0,5 \cdot 2,66 + \sqrt{(1 + 0,5 \cdot 2,66^2) + 4 \cdot (0,5 - 2,66)} \right) \right)^2 = 0,475 .$$

Степень превращения во второй секции:

$$X_2 = \left(- \left(1 + 0,5 \cdot 2,66 + \sqrt{(1 + 0,5 \cdot 2,66^2) + 4 \cdot (0,5 - 2,66 + 0,475)} \right) \right)^2 = 0,615 .$$

Для третьей секции:

$$X_3 = \left(- \left(1 + 0,5 \cdot 2,66 + \sqrt{(1 + 0,5 \cdot 2,66^2) + 4 \cdot (0,5 \cdot 2,66 + 0,615)} \right) \right)^2 = 0,650 .$$

Максимальная степень превращения имеет место при равенстве значений действительных времен пребывания в секциях, т.е. при выполнении условия:

$$\frac{\tau_{0,1}}{1 + \varepsilon \cdot X_1} = \frac{\tau_{0,2}}{1 + \varepsilon \cdot X_2} = \frac{\tau_{0,3}}{1 + \varepsilon \cdot X_3} .$$

Используя значения степеней превращения по ступеням, полученные в первом приближении, составим систему уравнений для определения значений приведенных времен пребывания во втором приближении:

$$\begin{cases} \frac{\tau_{0,1}}{1 + 0,475} = \frac{\tau_{0,2}}{1 + 0,615} = \frac{\tau_{0,3}}{1 + 0,650} ; \\ \tau_{0,1} + \tau_{0,2} + \tau_{0,3} = 8 \text{ с.} \end{cases}$$

Решение этой системы уравнений приводит к значениям:

$$\tau_{0,1} = 2,49 \text{ с}; \quad \tau_{0,2} = 2,73 \text{ с}; \quad \tau_{0,3} = 2,78 \text{ с} .$$

Решение во втором приближении дает следующие значения степени превращения по ступеням:

$$X_1 = 0,465; \quad X_2 = 0,615; \quad X_3 = 0,655 .$$

Действительное время контакта по ступеням:

$$\tau_1 = \frac{\tau_{0_1}}{1 + X_1} = \frac{2,49}{1 + 0,465} = 1,75 \text{ с};$$

$$\tau_2 = \frac{\tau_{0_2}}{1 + X_2} = \frac{2,73}{1 + 0,615} = 1,69 \text{ с};$$

$$\tau_3 = \frac{\tau_{0_3}}{1 + X_3} = \frac{2,78}{1 + 0,655} = 1,68 \text{ с} .$$

Отклонение от среднего арифметического составляет 4%, что вполне приемлемо для расчетов.

Объем катализатора по ступеням:

$$V_{\text{кат}} = \frac{\tau_{0,1}}{\sum \tau_{0,i}} \cdot V = \frac{2,49}{8} \cdot 20 = 6,23 ;^3$$

$$V_{\text{кат}} = \frac{\tau_{0,2}}{\sum \tau_{0,i}} \cdot V = \frac{2,73}{8} \cdot 20 = 6,82 ;^3$$

$$V_{\text{кат}} = \frac{\tau_{0,3}}{\sum \tau_{0,i}} \cdot V = \frac{2,78}{8} \cdot 20 = 6,95 .^3$$

4.4. МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

Цель механического расчета – проверка работоспособности в заданных условиях узлов выбранного по ГОСТу серийного реактора. В отдельных случаях при эксплуатации реакторов требуется также определить предельные значения технологических параметров (давление, температура), при которых не нарушается работоспособность аппарата.

Проверочный расчет элементов реактора производится для корпуса, крышки, узла привода с валом мешалки и т.д..

Расчетную толщину обечайки определяют по формуле:

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P - P} + C_1 + C_2 \leq S \quad , \quad (4.57)$$

где S – расчетная толщина стенки; $S_{\text{табл}}$ – табличная толщина стенки выбранного реактора; P – внутреннее давление, $P = P_{\text{раб}} \cdot n$ ($n = 1,25$ или $1,50$); $[\sigma]_P$ – допускаемое напряжение при растяжении; φ – коэффициент прочности продольного сварного шва; C_1 и C_2 – прибавка на коррозию и возможное отклонение толщины листа; D – внутренний диаметр обечайки.

Для стандартного эллиптического днища (крышки):

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P - 0,5 \cdot P} + C_1 + C_2 \leq S \quad . \quad (4.58)$$

Для конического днища:

$$S = \frac{P \cdot D}{(2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P - P) \cdot \cos \alpha} + C_1 + C_2 \leq S \quad , \quad (4.59)$$

где α – угол конусности, град.

Для плоского днища (крышки):

$$S = K \cdot K_0 \cdot D_{\text{табл}} \cdot \sqrt{\frac{P}{[\sigma]_P \cdot \varphi}} + C_1 + C_2 \leq S \quad , \quad (4.60)$$

где K – коэффициент, учитывающий тип соединения днища (крышки) с обечайкой $K = 0,40 - 0,55$; K_0 – коэффициент ослабления сечения крышки отверстием.

При количестве отверстий больше одного

$$K_0 = \sqrt{\frac{(1 - D \cdot \sum d_i)^2}{1 - \sum d_i / D}} \quad . \quad (4.61)$$

При одном отверстии в крышке (днище)

$$K_0 = \sqrt{1 + d/D + (d/D)^2} \quad , \quad (4.62)$$

где $\sum d_i$ – максимальная сумма длин диаметров и хорд отверстий в наиболее ослабленном диаметральной сечении (отверстия для болтов в расчет не принимаются).

Если неравенство $S \leq S_{\text{табл}}$ не выполняется, то либо увеличивается толщина стенки, либо выбирается более прочный материал.

Все мешалки проверяются на прочность по уравнению:

$$\tau_{\text{кр}} = \frac{N_{\text{э.дв}} \cdot \eta_{\text{ред}}}{\omega_{\text{м}} \cdot W_{\text{р}}} \leq [\tau]_{\text{кр}} \quad , \quad (4.63)$$

где $[\tau]_{\text{кр}}$ – допускаемое напряжение на кручение; $N_{\text{э.дв}}$ – мощность электродвигателя; $\eta_{\text{ред}}$ – КПД редуктора (0,8 – 0,85); $\omega_{\text{м}}$ – угловая скорость вала мешалки (с^{-1}); $W_{\text{р}}$ – полярный момент сопротивления, $W_{\text{р}} = 0,2 \cdot d^3$; d – диаметр вала мешалок.

Пример

Произвести расчет толщины обечайки и крышки реактора изготовленную из стали XI8H10T с эллиптическое крышкой и коническим днищем. Диаметр реактора 3000 мм, давление 1 Н/мм² (10 ати), температура 400 °С. Угол при основании конического днища 90°. Расчетную температуру принимаем 450 °С. Для стали XI8H10T при данной расчетной температуре нормативное допускаемое напряжение $\sigma^* = 107 \text{ н/мм}^2$ (1070 кг/см²). Коэффициент условий работы принимаем $\eta = 0,9$. Расчетное допускаемое напряжение $\sigma = \sigma^* \cdot \eta = 107 \cdot 0,9 = 96,5 \text{ н/мм}^2$ (965 кг/см²). Коэффициент прочности сварного шва принимаем $\varphi = 0,8$ (сварка автоматическая односторонняя). Прибавку на коррозию принимаем $C_1 = 2 \text{ мм}$. Коэффициент C_2 принимаем равным нулю.

Решение

Толщина стенки обечайки равна:

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P - P} + C_1 + C_2 = \frac{1,0 \cdot 3000}{2 \cdot 96,5 \cdot 0,8 - 1,0} + 2 = 21,5 \text{ мм.}$$

Принимаем $S = 24$ мм.

Толщина эллиптической крышки равна:

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P - P} + C_1 + C_2 = \frac{1,0 \cdot 3000}{2 \cdot 96,5 \cdot 0,8 - 1,0} + 2 = 21,5 \text{ мм.}$$

Принимаем $S = 24$ мм.

Диаметр линии сопряжения $D_p = 2400$ мм.

Принимаем стандартное коническое днище с радиусом отбортовки 450 мм. По графику определяем коэффициент формы $K_k = 1,9$. Находим толщину стенки:

$$S_1 = \frac{P \cdot D \cdot K_k}{4 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P} + C_1 + C_2 = \frac{1,0 \cdot 3000 \cdot 1,9}{4 \cdot 96,5 \cdot 0,8} + 2 = 20,5 \text{ мм;}$$

$$S_2 = \frac{P \cdot D_p}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P \cdot \cos \alpha} + C_1 + C_2 = \frac{1,0 \cdot 2400}{2 \cdot 96,5 \cdot 0,8 \cdot 0,7} + 2 = 24,5 \text{ мм.}$$

Из двух значений выбираем наибольшее. Принимаем толщину днища 26 мм.

4.5. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

Расчет гидравлического сопротивления проводится для определения затрат энергии на перемещение жидкостей и газов и выбора насосов и компрессоров.

Из курса «Процессы и аппараты химической технологии» известно, что при движении потока по трубопроводу гидравлическое сопротивление складывается из сопротивления трения о стенки и местных сопротивлений, возникающих при изменении направления или скорости потока. Суммарные потери давления ΔP_n или напора h_n на преодоление сопротивления трения и местных сопротивлений (вентилей, переходов и т.д.) в трубопроводах определяется из выражений:

$$\Delta P_n = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_3} + \sum \xi_i \right) \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}, \quad (4.64)$$

$$h_n = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_3} + \sum \xi_i \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (4.65)$$

где λ – коэффициент трения; l – длина трубопровода, м; d_3 – эквивалентный диаметр, м; ξ_i – коэффициент местного сопротивления; w –

скорость потока, м/с; ρ – плотность среды, кг/м³; g – ускорение свободного падения, м/с².

Основными задачами при расчете насосов являются определение необходимого напора и мощности двигателя при заданном расходе жидкости; выбор насоса по каталогам и ГОСТам с учетом свойств перемещаемой жидкости.

Полезная мощность, затрачиваемая на перемещение жидкости:

$$N_{\text{п}} = \frac{\rho \cdot g \cdot H \cdot Q}{1000}. \quad (4.66)$$

Напор определяется по формуле:

$$N_{\text{п}} = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho \cdot g} + H_{\text{г}} + h_{\text{п}}, \quad (4.67)$$

где P_1 – давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость; P_2 – давление в аппарате, в который подается жидкость; Q – объемный расход жидкости; $H_{\text{г}}$ – геометрическая высота подъема жидкости; $h_{\text{п}}$ – потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях.

Мощность, которую должен развивать электродвигатель насоса на выходном валу при установившемся режиме работы:

$$N = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{н}} \cdot \eta_{\text{п}}}, \quad (4.68)$$

где $\eta_{\text{н}}$, $\eta_{\text{п}}$ – КПД насоса и передачи от электродвигателя к насосу.

Зная Q , H , N – выбирают по каталогам насос с учетом свойств перемещаемой жидкости.

Пример

Рассчитать и подобрать центробежный насос для подачи 0,002 м³/с 10%-го раствора едкого натра из емкости, находящейся под атмосферным давлением, в аппарат, работающий под избыточным давлением 0,1 МПа. Геометрическая высота подъема раствора 15 м. Длина трубопровода на линии всасывания 3 м, а на линии нагнетания 20 м, $\lambda=0,031$; $d_3 = 0,038$; $w = 1,76$ м/с; сумма местных сопротивлений всасывающей линии равна 5,5; сумма местных сопротивлений для нагнетательной линии $\xi = 10,3$; плотность $\rho=1100$ кг/м³.

1. Определяем потери напора на всасывающей линии:

$$h_{\text{п,вс}} = \left(0,031 \cdot \frac{3}{0,038} + 5,5 \right) \cdot \frac{1,76^2}{2 \cdot 9,81} = 1,29 \text{ м};$$

в нагнетательной линии:

$$h_{п,вс} = \left(0,031 \cdot \frac{20}{0,038} + 10,3 \right) \cdot \frac{1,76^2}{2 \cdot 9,81} = 4,2 \text{ м.}$$

Общие потери напора:

$$h_n = 1,29 + 4,2 = 5,49 \text{ м.}$$

2. Выбор насоса.

Определяем полный напор по уравнению (4):

$$H = \frac{0,1 \cdot 10^6}{1100 \cdot 9,81} + 15 + 5,49 = 29,76 \text{ м.}$$

Полезная мощность насоса:

$$N_n = 0,002 \cdot 1100 \cdot 9,81 \cdot 29,76 = 642 \text{ Вт} = 0,642 \text{ кВт.}$$

Принимая $\eta_n = 1$ и $\eta_n = 0,6$ для насосов малой производительности, находим по формуле (4.68) мощность двигателя на валу:

$$N_{дв} = \frac{0,642}{0,6 \cdot 1} = 1,07 \text{ кВт.}$$

Мощность, потребляемая двигателем от сети, при $\eta_{дв} = 0,8$:

$$N = \frac{1,07}{0,8} = 1,34 \text{ кВт.}$$

С учетом коэффициента запаса мощности $\beta = 1,5$ устанавливаем двигатель мощностью

$$N_{уст} = 1,34 \cdot 1,5 = 2,01 \text{ кВт.}$$

Выбираем центробежный насос марки X 8/30, производительностью $8 \text{ м}^3/\text{ч}$; максимальный напор 30 м; электродвигатель 4A100S2 – мощность 4 кВт, $\eta_{дв} = 0,85$, частотой вращения вала $n = 2900 \text{ об/мин}$.

5. ЗАЩИТА МЕТАЛЛОВ ОТ КОРРОЗИИ И ВЫБОР КОНСТРУКЦИОННЫХ МАТЕРИАЛОВ ДЛЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ

5.1. КОРРОЗИЯ МЕТАЛЛОВ

Одним из основных факторов, снижающих надежность и долговечность оборудования ООС, является коррозия металлов. Под коррозией металлов обычно понимают самопроизвольное разрушение металлов, вследствие их физико-химического взаимодействия с окружающей средой, агрессивной атмосферой, растворами кислот, щелочей, солями, различными газами. В качестве примеров коррозии можно привести ржавление изделий и конструкций в атмосфере, разрушение оборудования химических предприятий от действия растворов кислот, щелочей, солей и т.п.

В ряде случаев протекание коррозионного процесса приводит к более важным последствиям, чем потеря массы металла. К числу наиболее опасных следствий, вызываемых коррозией, является потеря металлом важных технологических свойств (механической прочности, некоторых физико-химических свойств, твердости и т.д.).

Потери от коррозии можно разделить на прямые и косвенные. Прямые потери – это стоимость заменяемых прокорродировавших изделий (машины, аппараты, трубопроводы и т.п.), затраты на защитные мероприятия (стоимость лакокрасочных покрытий и т.п.) и безвозвратные потери металла (распыление его вследствие коррозии). По подсчетам специалистов, безвозвратные потери металла в мире составляют около 10 – 15 % мировой продукции стали. Косвенные потери – это потери продукта в результате утечки, потери производительности агрегата, загрязнение продуктами коррозии целевого продукта, завышенный расход металла вследствие завышенных допусков на коррозию.

В результате протекания коррозионного процесса металл переходит в окисленное, ионное состояние с образованием соответствующих соединений. В зависимости от пути, по которому происходит этот переход, различают два механизма коррозионного процесса: химический и электрохимический.

Химическая коррозия представляет собой самопроизвольное разрушение металлов под действием окружающей среды, протекающее по законам гетерогенных химических реакций. Атом металла при этом непосредственно взаимодействует с молекулами агрессивной среды, например воды, кислоты, кислорода. Переход атома металла в ионное со-

стояние и восстановление агрессивного компонента, например кислорода, происходит одновременно.

В практике наиболее часто встречающимся и опасным видом химической коррозии является газовая коррозия, представляющая собой взаимодействие металлов с агрессивными газами при повышенных температурах (O_2 , H_2S , SO_2 , галогенами).

Электрохимическая коррозия представляет собой самопроизвольное разрушение металлов под действием окружающей среды, протекающее по законам электрохимической кинетики с разделением общего процесса на два самостоятельных, но сопряженных между собой: анодный и катодный. Анодный процесс: непосредственный переход металла в раствор в виде ионов с оставлением эквивалентного количества электронов в металле. Катодный процесс: ассимиляция оставшихся в металле избыточных электронов какими-либо акцепторами электронов (их называют деполаризаторами).

При анодном процессе происходит окисление металла, при катодном – восстановление деполаризатора. Основным условием протекания электрохимической коррозии является наличие электропроводной внешней среды, т.е. электрохимическая коррозия протекает в растворах электролитов. Причиной разделения общего коррозионного процесса на два сопряженных является наличие в кристаллической решетке металла свободных электронов и энергетически выгодный процесс выхода иона металла из кристаллической решетки вследствие процессов гидратации, сольватации, комплексообразования с компонентами раствора. Это приводит к локализации катодных и анодных процессов на различных территориально-разобщенных участках поверхности металла, где их протекание облегчено. Примерами электрохимической коррозии является ржавление металлических конструкций и изделий в атмосфере, коррозия оборудования химических производств, соприкасающихся с растворами кислот, щелочей, солей и т.п. Электрохимическая коррозия – наиболее часто встречающийся вид коррозии. На рис. 5.1 показаны схемы химической и электрохимической коррозии.

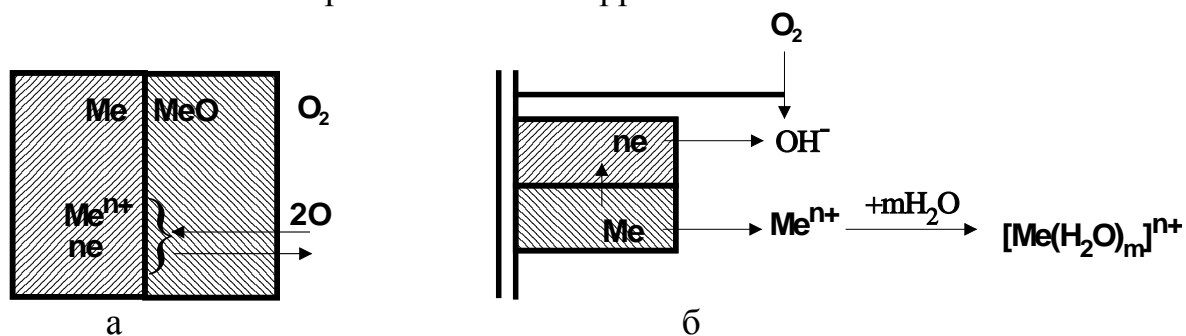


Рис. 5.1. Схемы химической (а) и электрохимической (б) коррозии

5.1.1. Методы защиты металлов от коррозии

Возможны два основных метода коррозионной защиты: отделение металла от агрессивной среды; изменение свойств коррозионной среды.

По первому методу металл изолируют от окружающей среды при помощи нанесения на его поверхность различных покрытий, более устойчивых к воздействию агрессивной среды, чем сам металл. К числу таких покрытий относятся пленки из труднорастворимых окислов и солей данного металла, из других металлов, из силикатов, пластмасс, лаков и красок, эмалей и смазок. Изоляция металла от окружающей среды приводит к тому, что коррозионная стойкость металла изменяется в нужную нам сторону, а функциональные свойства изделия, изготовленного из этого металла, не изменяются. Повышения коррозионной стойкости металла можно добиться также путем легирования его металлами, более коррозионно-стойкими в данных условиях эксплуатации.

Второй метод защиты основан на изменении свойств агрессивной среды, путем обработки различного рода реагентами или введения добавок, снижающих ее агрессивность. Так, если причиной коррозии является растворенный в электролите кислород, то его удаляют в специальных деаэраторах или вводят специальные поглотители кислорода – сульфит натрия, гидразин гидрат и т.п. Для снижения агрессивности кислых, солевых, щелочных и иных растворов в них вводят ингибиторы коррозии. Для защиты изделий от атмосферной коррозии применяют летучие ингибиторы.

К третьей группе методов защиты относятся электрохимические методы. Их подразделяют на катодную и анодную защиту. При катодной защите отрицательный полюс источника тока соединяют с защищаемым объектом (трубопровод в почве, свая в воде), который, таким образом, является катодом, а к положительному полюсу (т.е. аноду) присоединяют дополнительный электрод (обычно чугунный или стальной лом).

Анодная защита осуществляется наложением на защищаемый объект анодного тока такой величины, чтобы сдвинуть потенциал этого объекта в пассивную область. Метод анодной защиты применим только к металлам и сплавам, которые легко пассивируются при анодной поляризации малыми токами (главным образом, переходные металлы и их сплавы), и не применимы для Zn, Mg, Cu, Ca, Ag, сплавов на основе меди.

Весьма перспективными являются различного рода комбинированные методы защиты. К их числу следует отнести катодную защиту с

одновременным созданием на металле защитных пленок или с одновременным введением в агрессивную среду ингибиторов, а также применение ингибированных пленочных и лакокрасочных покрытий и т.п.

И наконец, одним из методов борьбы с коррозией является рациональное конструирование и правильная с коррозионной точки зрения эксплуатация металлических сооружений. Так, например, известно, что неудачное конструирование химической аппаратуры, других металлических конструкций явилось причиной создания застойных зон, зазоров, неплотностей, концентраций механических и тепловых напряжений, что привело в конечном счете к интенсивной коррозии и к разрушению. Между тем в процессе конструирования того или иного узла можно предусматривать в ряде случаев такие решения, которые сводили бы к минимуму возможности возникновения коррозии. С этой точки зрения при конструировании важно учитывать такие факторы, как возможность появления контактов разнородных металлов, наличия щелей и зазоров, застойных зон; появления напряжений, характер обработки поверхности и т.д.

Защита металлов от коррозии с помощью покрытий

Защита покрытиями является одним из наиболее распространенных методов. Сущность защиты с помощью различного рода покрытий заключается в изоляции металла от воздействия агрессивной среды. При этом необходимо, чтобы покрытие само не корродировало. Покрытие должно быть сплошным, хорошо держаться на металлической основе в спокойном состоянии и при различного рода механических и термических воздействиях.

Все защитные покрытия делят на металлические и неметаллические. Они бывают анодные и катодные. Если покрытие имеет более электроотрицательный потенциал, чем защищаемый металл, то оно называется анодным. По отношению к железу анодными покрытиями являются цинк, кадмий. Анодные покрытия на железе обладают невысокой коррозионной стойкостью и применяются обычно для защиты металлоизделий от атмосферной коррозии или же от коррозии в нейтральных средах. Покрытия, которые имеют более положительный, чем защищаемый металл, потенциал, называются катодными. К числу катодных покрытий на железе относятся покрытия медью, никелем, оловом, свинцом, хромом.

По способу нанесения различают гальванические, химические, диффузионные, металлизационные и механотермические покрытия.

Неметаллические покрытия в зависимости от их природы можно разделить на две большие группы: материалы органического происхождения, материалы неорганического происхождения.

Первые покрытия представляют собой высокомолекулярные пленки естественного или искусственного происхождения. Наиболее широко в практике защиты от коррозии используются покрытия лаками и красками. В последние годы в качестве связующих широко используют синтетические смолы (фенолоформальдегидные, полихлорвиниловые, акриловые, алкидные). Эти смолы высыхают, образуя пленки, либо за счет испарения растворителей, либо вследствие полимеризации при термической обработке.

Широко распространенными лакокрасочными материалами являются алкидные, алкидно-мочевинные, перхлорвиниловые эмали. В качестве термостойких эмалей применяют лакокрасочные покрытия на основе кремнийорганических смол.

Из материалов неорганического происхождения весьма распространенным средством защиты являются эмалевые покрытия, представляющие собой разновидность стекла (сплавы различных силикатов). Эмали изготавливаются из полевого шпата, кварца, буры, тугоплавких окислов (TiO_2 , BeO , ZrO_2 , MgO и прочие). Тщательно измельченные компоненты наносятся в виде суспензии на поверхность изделия и подвергаются высокотемпературной обработке в печи. В результате на поверхности образуется стеклообразная пленка, заполняющая все неровности и углубления на поверхности металла.

Ингибиторы коррозии металлов

Использование ингибиторов – один из эффективных, универсальных способов борьбы с коррозией металла, в различных агрессивных средах. Ингибиторы вводятся в агрессивную среду в количестве от 10^{-5} до 10^{-2} моль/л. Ингибиторы используют для защиты металла в условиях атмосферной коррозии, в кислых средах, в системах углеводород–вода–соли, в окислительных средах, маслах, смазках. Преимущество ингибиторов, по сравнению с другими методами защиты, заключается в том, что они позволяют использовать дешевые конструкционные металлы вместо специальных, улучшают санитарные условия труда, сохраняют механические свойства металла.

По современным представлениям защитное действие ингибиторов связано с их адсорбцией на поверхности металла и последующим торможением анодных и катодных процессов.

В качестве ингибиторов используют различные алифатические и ароматические амины (моноэтаноламин, триэтиламин и др.), гетероцик-

лические азотсодержащие соединения (гексаметиленмин) и их соли с азотистой, бензойной кислотами, а также некоторые неорганические соединения.

Итак, коррозионные процессы обусловлены объективными законами природы. На основе изучения этих объективных законов можно значительно уменьшить вредное влияние коррозии, направив протекание коррозионных процессов в нужную сторону. Существует несколько методов коррозионной защиты металлов, в том числе и рациональное конструирование, которое может свести к минимуму возможности возникновения коррозии.

5.2. ВЫБОР МАТЕРИАЛОВ ДЛЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ

5.2.1. Материалы, применяемые для изготовления оборудования

Для изготовления типовой реакционной аппаратуры используют различные конструкционные материалы, обладающие разнообразными, часто специфическими, свойствами. Естественно, что выбор той или иной марки материала определяется конкретными условиями.

Наиболее широкое распространение в аппаратостроении получили стали и чугуны. Сталь – это сплав железа с углеродом, который находится в виде карбида железа – цементита. В сталях массовое содержание углерода составляет до 0,7 %, они подразделяются на две группы – углеродистые и легированные.

Для изготовления аппаратов используют стали различных марок: углеродистая сталь обыкновенного качества Ст0, Ст1, Ст3 (фланцы, болты, валы, трубные решетки, корпуса); высококачественная углеродистая сталь (корпуса, днища, детали эмалированной аппаратуры, а также аппаратура, работающая при высоких давлениях и при температуре от –40 до +450°C и т.д.); стальное литье (реакторы типа автоклавов, фасонные детали и т.д.); листовая сталь (аппараты, работающие под давлением до 60 атм. и температуре 450°C); легированные (специальные) стали – нержавеющие, кислотостойкие, жаропрочные и т.д. (аппараты, выдерживающие воздействие кислот и щелочей при нормальной и повышенной температуре), различные специальные сплавы, такие как ферросилид и др. (аппараты, работающие в условиях воздействия азотной и соляной кислот).

Наиболее часто применяют следующие марки чугунов: серый чугун (корпуса аппаратов), ковкий и высокопрочный чугун (отдельные детали аппаратов, обладающие высокой прочностью); щелочестойкие чу-

гуны (аппараты, работающие в условиях воздействия растворов едкого натра и едкого кали).

Многие цветные и редкие металлы обладают повышенной устойчивостью к действию химически агрессивных сред и поэтому находят применение при изготовлении химической реакционной аппаратуры. Из цветных металлов наибольшее применение имеют алюминий (аппараты, работающие при воздействии азотной кислоты и температуре $<150^{\circ}\text{C}$ под нормальным давлением); медь и никель (аппараты, работающие в условиях воздействия горячих химически агрессивных сред). Из редких металлов в аппаратостроении чаще других используют тантал (аппаратура, стойкая к воздействию горячей соляной кислоты или смеси HCl и HNO_3 кислот при температуре до 350°C и давлении до 70 атм.; титан (облицовка внутренних поверхностей реакторов, работающих в условиях воздействия уксусной кислоты, растворов хлористого магния и т.п.; цирконий (аппараты, работающие в условиях воздействия щавелевой кислоты) и др.

Для изготовления аппаратуры используют также двухслойный листовой материал. Основной слой – углеродистая сталь, второй слой – из цветного или легированного металла наносится на основной и непосредственно соприкасается с реакционной средой.

Наряду с металлами при изготовлении химической аппаратуры применяют неорганические и органические материалы – керамика, фарфор, стекло, кислотоупорный бетон и др. (используют для изготовления реакционных аппаратов типа колонн и башен, работающих в условиях воздействия химически агрессивных сред).

Из органических материалов наиболее часто применяют графит и гранитовые материалы (аппаратура с повышенными теплопроводными свойствами, устойчивая к воздействию агрессивных сред), а также различные пластические массы – фаолит (коррозионно-устойчивая аппаратура, работающая в условиях переменных температур от -30 до $+130^{\circ}\text{C}$); текстолит (мешалки и отдельные детали); стеклотекстолит (отдельные детали, мешалки, работающие в агрессивных средах), винипласт (отдельные детали покрытия, работающие в условиях воздействия разбавленных растворов, минеральных кислот, солей и щелочей при температурах до 60°C); тефлон (детали и покрытия, стойкие к воздействию фтористоводородной кислоты, серной и азотной кислот, а также растворителей при температурах до 300°C).

Для защиты реакторов от коррозии используют покрытие (слой) из неорганического или органического материала. Основные неорганические материалы – свинец, эмаль, стекло. В качестве защитных покры-

тий применяют также органические материалы, а именно: резину, каучук, пластические массы, лаки и др.

5.2.2. Принципы выбора конструкционных материалов для оборудования производств органического синтеза

Приведенный выше обзор материалов, используемых для изготовления и защиты аппаратуры в производствах основного органического синтеза, позволяет в принципе решить, какой материал пригоден в каждом конкретном случае. Практически же из-за специфических особенностей каждого процесса и возможности отрицательного влияния материала на реакционную среду приходится предварительно сделанный выбор проверять на опыте и часто вносить весьма серьезные коррективы. При этом наиболее сложен подбор материала для изготовления реакционной аппаратуры, особенно в тех случаях, когда реакции проводятся при высоких температурах, давлениях, глубоком охлаждении. В этих условиях, помимо коррозионной стойкости материалов к реакционной среде, необходимо учитывать и их механические показатели.

Высокой жаростойкостью (до 1300 °С) обладает сплав X25Ю5, разработанный для высокотемпературного пиролиза углеводородов. Достоинством этого сплава является его стойкость к сернистым соединениям и то, что он практически не подвергается науглероживанию.

Реакторы, работающие при высоком давлении, следует изготавливать из сталей, обладающих высоким пределом прочности при растяжении и значительным пределом текучести. Материал не должен содержать каких-либо неметаллических или газовых включений. Аппараты высокого давления часто применяются для проведения реакций с участием водорода. Для предотвращения водородной коррозии поверхность стального аппарата либо должна быть защищена слоем устойчивого к коррозии металла, либо весь аппарат должен быть изготовлен из такого материала. Обычно используют листовую медь или алюминий. Однако их применение нежелательно, если реакционная среда содержит H_2S или сернистые соединения. В этом случае наиболее стойкими оказываются среднелегированные хромомолибденовые стали.

Основным материалом для аппаратов, работающих при низких температурах (–100 °С и ниже), еще недавно являлась медь и ее сплавы, так как сталь в этих условиях делается чрезвычайно хрупкой и легко трескается от незначительных воздействий. В тех случаях, когда переработке подвергаются вещества, способные вступать во взаимодействие

с медью, например ацетилен, поверхность медных аппаратов покрывают защитным слоем олова.

В настоящее время имеются марки сталей, сохраняющих достаточную вязкость при температурах до $-180\text{ }^{\circ}\text{C}$. Это высоколегированные стали, содержащие хром и никель (например, X23H18). Стали, содержащие хром и марганец (например, X14Г14Н), дешевле, однако применимы лишь до $-100\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Даже для процессов, протекающих в сравнительно мягких условиях, выбор материала требует серьезного изучения. В качестве примера можно привести данные о подборе материалов для реакторов дегидрирования бутана с неподвижным слоем катализатора. Как известно, этот процесс идет при нормальном давлении и температурах $550\text{--}600\text{ }^{\circ}\text{C}$ в малоагрессивной среде. Тем не менее оказалось, что обычная сталь совершенно непригодна для изготовления таких реакторов, так как в них происходит непрерывное чередование циклов реакции и регенерации. Среда меняется, соответственно, с окислительной на восстановительную и наоборот. В результате образуется железная пыль (из восстанавливаемой окиси), которая откладывается на поверхности катализатора и вызывает снижение его активности. Было найдено, что высокохромистая сталь X28 вполне устойчива в условиях процесса, однако очень хрупка. Этого недостатка лишена сталь X23H18, которая также устойчива к смене сред и не образует пыли. Несколько менее стойка к пылеобразованию сталь X20H14C2, зато она значительно дешевле. Поэтому трубки реактора изготавливают из стали X28H18, а менее ответственные части, например коллекторы, – из стали X20H14C2. В ряде случаев главным при конструировании реакторов является выбор подходящего антикоррозионного покрытия. Это относится в первую очередь к аппаратам, которые работают в мягких условиях, допускающих применение обычных сталей.

Довольно часто выбор того или иного материала зависит не от агрессивности среды, а от влияния материала аппарата на перерабатываемые вещества и на технологический процесс. Так, при производстве бутадиен-стирольного каучука методом эмульсионной полимеризации крайне нежелательно попадание в реакционную среду железа. Если проводить реакцию в стальных аппаратах, то понижается активность системы, нарушается стабильность эмульсии и происходит отложение полимера на поверхности реактора, что ухудшает теплопередачу и вызывает другие осложнения. Поэтому, хотя реакционная среда и не является агрессивной по отношению к железу ($\text{pH} = 9\text{--}11$), стальные поли-

меризаторы плакируют нержавеющей сталью типа Х18Н9Т или эмалируют.

Хотя в процессе ректификации стирола аппаратура не подвергается коррозии, конструирование ее из стали недопустимо, так как железо способствует, особенно при повышенных температурах, самопроизвольной полимеризации стирола. Поэтому на поверхность стальных аппаратов, соприкасающихся с нагретым стиролом, наносят защитные покрытия.

Во многих случаях проблема защиты оборудования от агрессивных сред решается удачно в результате некоторых, порой совсем незначительных изменений в технологической схеме, конструкции отдельных аппаратов. В качестве примера можно привести опыт борьбы с коррозией тарельчатых ректификационных колонн, применяемых для непрерывной ректификации спиртоводного конденсата. Интенсивность коррозии внутренних частей этих колонн, изготовленных из стали, настолько велика, что отмечались случаи сквозного разрушения всех тарелок после четырех лет работы. Коррозия обусловлена наличием уксусной кислоты в спиртоводном конденсате. Одной из радикальных мер борьбы с коррозией в этом случае является обработка конденсата щелочью – нейтрализация.

При выборе аппаратов, работающих при нормальном или слегка повышенном давлении и умеренных температурах (до 200–300°С), прежде всего, следует обращать внимание на коррозионную стойкость материала. При этом чем менее ответственным является аппарат, тем шире следует применять защитные неметаллические покрытия.

В таблице 5.1 приведены данные о материалах, применяемых для изготовления реакторов в промышленности ООС.

Таблица 5.1

Материалы, применяемые для изготовления реакторов в производствах органического синтеза

Процесс	Рабочие условия процесса			Материал аппарата
	T, °C	P, атм	Среда	
1	2	3	4	5
1. Пиролиз метана в ацетилен	1600	1	Газ, восстановительная	Ст3
2. Термокрекинг метана	1600	0,05	Газ, окислительно-восстановительная	Хромокремнистая сталь, футерованная огнеупором. Ст3
3. Дегидрирование бутана в бутилены	580–610	1	Бутан, контактный газ, катализатор	Ст3 + X18H10T, изоляционная защита
4. Дегидрирование бутиленов в бутадиев	550–600	1	Бутилены; водяной пар; контактный газ; катализатор	Ст3 + X18H10T, изоляционная защита
5. Синтез изопрена на основе формальдегида и изобутилена – стадия конденсации изобутилена с формальдегидом	100–105	16–20	Изобутилен, формальдегид, муравьиная кислота и др.	Медь МЗр; корпус и трубные решетки из Ст3, плакированной медью МЗр при толщине медного слоя не менее 5 мм
6. Дегидрирование изопентана в изоамилены	540–590	1,3–1,5	Изопентан, контактный газ, катализатор	Ст3, облицованная сталью X18H10T, и многослойная теплоизоляция
7. Дегидрирование изоамиленов в изопрен	560	–	Изоамилены, водяной пар, контактный газ, катализатор	Ст3, облицованная сталью X18H10T, с защитой монолитной футеровкой из жаропрочного бетона
8. Дегидрирование этилбензола в стирол	600–700	1	Газ, углеводороды, водяной пар	Ст. ОХ23 и X18H10T; «Адиабатический режим» – X18H10T; Ст3, футерованная кислотостойким кирпичом в 2 слоя

Окончание табл. 5.1

1	2	3	4	5
9. Гидратация этилена (сернокислотная)	80	20–35	Концентрированная H_2SO_4 , алкилсульфаты	Ст3, футерованная кислотостойким кирпичом в 2 слоя на диабазовой замазке; тарелки и др. детали – серый чугун
10. Гидратация этилена	280	75–80	Газ, этилен, водяной пар, этиловый спирт, H_3PO_4	Литая углеродистая сталь с обкладкой из красной меди
11. Синтез уксусной кислоты. Окисление ацетальдегида	75	4–4,5	Ацетальдегид, уксусная кислота, катализатор	Сталь X17H13
12. Синтез формальдегида окислением метилового спирта	650–700	1	Контактный газ, CH_3OH , CH_2O , H_2O , CO_2 , CO , O_2 , H_2 , N_2 и др.	Сталь X18H10T
13. Прямой синтез акрилонатрия (из ацетилен и синильной кислоты)	80	1,3–1,5	Ацетилен, HCN , водный раствор, катализатора ($pH = 0,5 \div 1,5$)	Ст3, футерованная диабазовой плиткой в 2 слоя на кислотостойкой замазке
14. Получение BF_3	90–280	–	H_2SO_4 , B_2O_3 , CaF_2 , BF_3	СЧ 18–30, толщина стенок реактора не менее 20 мм

5.3. ВЛИЯНИЕ КОНСТРУКТИВНЫХ ОСОБЕННОСТЕЙ ЭЛЕМЕНТОВ РЕАКТОРОВ НА КОРРОЗИОННЫЙ ПРОЦЕСС

Проблема предотвращения коррозии или уменьшения опасности её возникновения путем правильного и рационального конструирования является одной из основных в химическом аппаратостроении. В практике конструирования аппаратуры обычно уделяется мало внимания особенностям конструктивных форм и конфигураций отдельных узлов, деталей аппаратов с точки зрения возникновения или усиления коррозии. В большинстве случаев борьба с коррозией ограничивается лишь учетом условий окружающей среды и выбором соответствующего материала. Известно, что именно неудачное конструирование во многих

случаях является причиной образования застойных зон, зазоров, неплотностей в отдельных соединениях, термических напряжений и других явлений, способствующих коррозии.

Между тем, имеется возможность уже в самом процессе проектирования того или иного узла реактора предусмотреть такие конструктивные решения, которые если и не полностью устранили бы возможность возникновения процесса коррозии, то значительно снизили бы ее.

Для правильного конструирования аппаратуры с коррозионной точки зрения следует учитывать следующие факторы: выбор материала; характер обработки поверхности металла; контакт разнородных металлов и различных материалов; распределение температуры; распределение напряжения; наличие щелей и зазоров; застойные зоны, движение коррозионной среды.

Ниже рассмотрим кратко перечисленные факторы.

При выборе материала для аппарата и трубопроводов следует руководствоваться данными табл. 5.2.

Таблица 5.2

Балл коррозионной стойкости металлов и скорость коррозии

Группа стойкости	Балл коррозионной стойкости	Скорость коррозии, мм/год
Совершенно стойкие	1	0,001
Весьма стойкие	2	0,001–0,005
Стойкие	4	0,01–0,05
Пониженно-стойкие	6	0,1–0,5
	7	0,5–1,0
Малостойкие	8	1,0–5,0
	9	5–10,0
Нестойкие	10	10

Допустимые нормы коррозии:

- воздухопроводы 0,05 мм/год,
- литые из нелегированных черных металлов 0,02 мм/год,
- емкости, мерники 0,03 мм/год,
- трубопроводы материальные 0,5 мм/год,
- смешанные детали (мешалки и т.д.) 1,5 мм/год,
- те же детали из чугуна 3,0 мм/год.

Данные цифры указывают нормы коррозии, при которых защита металла является необязательной. Эти нормы недействительны в случае неравномерной, местной и межкристаллитной коррозии, когда металл необходимо каким-либо способом изолировать от действия коррозионно-агрессивной среды.

Для изготовления аппаратов должны использоваться конструкционные материалы, скорость коррозии которых не превышает 0,1–0,5 мм/год. Чаще применяются материалы стойкие, для которых $K = 0,01–0,05$ мм/год.

Что же касается обработки поверхности металла, то экспериментально установлено, что гладкие поверхности металла по сравнению с грубой, шероховатой, обладают большей стойкостью к коррозии. Гладкая поверхность металла имеет меньше различных дефектов в виде зазоров, царапин и т.д., которые могут явиться причиной образования очагов коррозии. О появлении признаков коррозии можно судить по следующим примерам: полирование металлической поверхности на сукне – через 28 сут., полирование наждачной бумагой – через 20 сут., обработка напильником или на токарном станке – через 10 сут.

Таким образом, процесс коррозии металла скорее возникает на поверхностях шероховатых участков, где могут скапливаться грязь, пыль и другие вещества, чем на участках, которые хорошо обработаны.

При конструировании оборудования приходится часто применять разнородные металлы. Об опасности контакта различных металлов в первом приближении можно судить по величине стандартных электродных потенциалов металлов. Здесь желательно использовать сочетание металлов, находящихся как можно ближе друг к другу в электрохимическом ряду напряжений.

Одним из эффективных мероприятий, препятствующих контактной коррозии, является нарушение замкнутости электрической цепи разнородных металлов, образующих гальваническую пару, путем изоляции их друг от друга диэлектриком.

В качестве изолирующего материала применяются различные неметаллические материалы. К ним предъявляются следующие требования: способность их длительно находиться в агрессивной среде без ухудшения свойств; инертность по отношению к контактируемым материалам; способность выдерживать большие нагрузки без заметной текучести; наличие требуемых механических показателей (прочность при растяжении, на изгиб, на износ, на сжатие в рабочем интервале температур); достаточное сопротивление вибрациям и ударным нагрузкам.

Далее следует делать изготовление контактируемых деталей с различной величиной поверхности. При этом деталь с наименьшей поверхностью должна быть выполнена из более благородного металла (различные крепления, втулки, вентили и т.д.). Однако это не всегда возможно.

Отверстия во фланцах должны быть рассверлены под диаметр изолирующей втулки.

Повышение температуры является одним из важных факторов, обуславливающих коррозию металлов. Обычно чем выше температура, тем интенсивнее протекают коррозионные процессы.

Не меньшее значение имеет наличие в аппарате неравномерно обогреваемых участков. Опыт эксплуатации различных тепловых установок показал, что неправильное их конструирование может вызвать возникновение местного перегрева, неравномерное омывание поверхности металла жидкостью и тому подобные явления, усиливающие процесс коррозии. Поэтому аппараты, нагреваемые и охлаждаемые с помощью рубашек, должны быть снабжены мешалками, которые устанавливаются с таким расчетом, чтобы жидкость двигалась вдоль теплопередающей поверхности с постоянной скоростью. Это способствует предупреждению термогальванической коррозии, возникающей вследствие разницы температур на поверхности металла.

Змеевики, кипятильники и другое оборудование для нагрева агрессивных жидкостей должны конструироваться с таким расчетом, чтобы их поверхности нагрева были полностью погружены в жидкость, имеющую устойчивую температуру.

Подачу теплоносителя в рубашку нужно конструировать так, как показано на рис. 5.2.

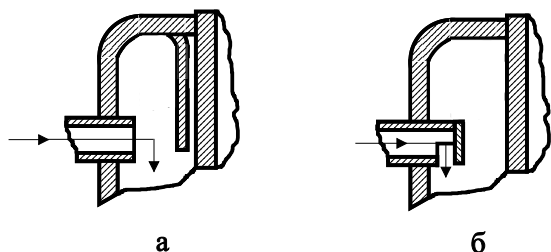


Рис. 5.2. Ввод теплоносителя в рубашку обогреваемого реактора

Установлено, что напряжения оказывают определенное влияние на коррозию металлов. Концентрация напряжений, возникающих при штамповке и сварке, так же как и сильные местные напряжения, возникающие в результате неправильного конструирования, могут ускорить процесс коррозии металлов.

Концентрация напряжений чаще всего наблюдается в металлических конструкциях с резким переходом. Поэтому переходы следует делать по возможности плавными. При сварке металлов в зоне наплавленного валика металла и параллельно ему возникают весьма большие остаточные напряжения. В околошовной зоне образуются остаточные растягивающие напряжения, равные или превышающие предел текучести металла. Вследствие неравномерного распределения температуры при сварке возникают тепловые напряжения первого рода (т.е. напряжения, уравновешенные в пределах всей конструкции). В зонах, расположенных вдоль шва, где металл нагревается выше критических температур, происходят структурные превращения и при остывании возникают

большие растягивающие напряжения второго рода (т.е. напряжения, уравновешенные в пределах зерен металла и не зависящие от размеров изделий).

При конструировании сварных узлов и деталей для снижения остаточных напряжений в металле после его сварки следует принимать ряд предупредительных мер: избегать в конструкциях скопления швов, в особенности дающих большие поперечные сечения.

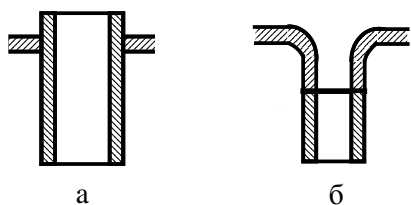


Рис. 5.3. Варианты приварки патрубков к аппарату

При приварке патрубков больших диаметров для обеспечения плавного перехода от стенки корпуса к патрубку применяются конструкции с отбортовками (рис. 5.3, б). Конструкция по типу (б) наиболее рациональна, так как сварка внешнего кольцевого шва не оказывает значительного влияния на напряжения в корпусе или днище аппарата.

После приваривания патрубка по типу (а) необходим местный отжиг во избежание возникновения усадочных напряжений в кольцевом шве. В рационально сконструированном сварном шве, кроме уменьшения концентрации напряжений, должно быть обеспечено плавное сопряжение наплавленного металла с основным, не должно быть острых углов, вызывающих усиленную местную коррозию.

Наиболее опасными в коррозионном отношении зонами в аппарате обычно являются зазоры и щели, в которых может собираться влага или коррозионный раствор. Это приводит к сильной местной коррозии вследствие неравномерной аэрации металлических поверхностей в щели и примыкающим к ней участками металлов в объеме раствора. При наличии в металлической конструкции зазора возникает разность потенциалов между металлической поверхностью в щели и примыкающим к ней участками металлов в объеме раствора, которая с течением времени увеличивается. Поверхность металла в зазоре становится анодной и подвергается коррозии, скорость которой определяется величиной площади катодной поверхности вне щели.

Учитывая эти соображения, необходимо избегать различных соединений, имеющих зазоры, например, нахлесточных сварных соединений с односторонним швом, стыковых соединений с подкладками.

Образование застойных зон жидкости в аппаратах сильно увеличивает возникновение коррозии за счет макропор неравномерной аэрации. Этому способствует отложение различных осадков в застойных зонах. Предупредительными мерами в этом случае является рациональное конструирование узлов аппаратов без выступающих частей с наиболее

низко расположенными сливными патрубками, отказ от применения точечной сварки, при которой трудно избавиться от зазора и щелей между листами.

Изображенная на рис. 5.3,а конструкция приварки сливного патрубка к корпусу имеет застойную зону от дна рубашки до выпускного штуцера, в результате чего происходит усиленная коррозия этого участка. Конструкция на рис. 5.3,б является наиболее рациональной, так как здесь нет застойной зоны, а компенсация температурных расширений принимает на себя упругая линза – компенсатор.

Неравномерное распределение и завихрение газов в конструкциях также усиливают коррозию. Мерой предупреждения этого эффекта является выбор правильной аэродинамической формы аппаратов, исключая образование завихрений и др.

Иногда коррозия вызывается стеканием агрессивных растворов по крышкам и стенкам аппаратов, а также пропитыванием этими растворами прокладок и разъемом их и смежных с ними деталей. Во избежание этого агрессивную жидкость нужно вводить в аппарат не через штуцер, а через специальные трубы, обеспечивающие непосредственное попадание ее в рабочую полость аппарата.

6. КОНСТРУКТИВНАЯ РАЗРАБОТКА РЕАКТОРОВ

Общие положения

До начала эскизного конструирования механик-проектировщик должен получить полное представление о месте проектируемого реактора в технологической схеме производства ООС и его назначении, а также ознакомиться с расположением оборудования в здании цеха. Затем проектировщик собирает следующие данные:

- сведения о характере технологического процесса (непрерывный или периодический);
- рабочие параметры процесса (давление, температура);
- физические и химические свойства перерабатываемых веществ при рабочих условиях;
- основные размеры реактора, определяемого в процессе технологического расчета оборудования;
- особенности строительной конструкции, на которой предполагается установить реактор.

В процессе эскизной проработки конструкции реактора механики совместно с технологами выполняют нижеследующую работу: определяют материал реактора и его отдельных узлов; выясняют возможность применения типовых узлов и целых агрегатов; проверяют соответствие основных размеров реактора, определенных в процессе технологического расчета, действующим ГОСТам и стандартам; разрабатывают детали и приспособления, облегчающие транспортировку реактора, его монтаж и демонтаж, обслуживание в процессе эксплуатации (чистки, замену быстроизнашивающихся деталей).

При эскизном конструировании реактора учитываются следующие факторы:

- температура процесса и точность ее регулирования, обуславливающая способ обогрева или охлаждения и выбор теплоносителей;
- давление, влияющее на форму аппарата и его материал;
- интенсивность перемешивания; от ее степени зависит устройство диффузоров, специальных перегородок, мешалок с большим числом оборотов;
- агрегатное состояние обрабатываемых материалов, в зависимости от которого для одного и того же химического процесса могут быть использованы различные реакторы;

- агрегатное состояние применяемого катализатора, поскольку реакторы с твердым катализатором (контактные аппараты) резко отличаются от реакторов с жидким катализатором;
- мощность производства и т.д.

Такое многообразие факторов приводит к необходимости создания специального реактора для каждого конкретного процесса. Задача несколько упрощается в связи с тем, что не вся совокупность факторов в равной степени влияет на конструкцию каждого из вновь проектируемых реакционных аппаратов. Обычно учет двух или трех из них совершенно необходим, а остальные учитываются только частично и не усложняют конструкцию реактора.

К реакторам относятся реакционные котлы, реакционные камеры, трубчатые реакторы, полочные реакторы, реакторы с движущимся слоем катализатора и т.п.

Исходными данными для разработки эскиза реактора служат расчетный объем, рабочие температура и давление, физические и химические свойства среды, назначение реактора. Кроме того, при необходимости отвода или подвода тепла нужно указать величину расчетной теплопередающей поверхности, температуру и давление тепло- или хладоносителя. Разработка эскиза реактора состоит из следующих этапов: определение формы реактора, выбор конструкционного материала, определение штуцеров и устройств, необходимых для поддержания заданного режима, разработку вспомогательных устройств и деталей, оформление задания на разработку технического проекта реактора.

Основанием для разработки технического проекта служит задание соответствующего механико-технологического отдела. Задание состоит из эскиза общего вида реактора и его краткой технической характеристики.

При выборе конструкционного материала определяющим фактором является коррозионная стойкость материала. С этой точки зрения следует рассмотреть два варианта. Первый – когда коррозия ставит под угрозу прочность реактора, и второй – когда коррозия вызывает загрязнение готового продукта. Если в первом случае можно согласиться на изготовление реактора из менее стойких, но зато и менее дефицитных материалов, то во втором случае приходится применять материалы, полностью исключающие возможность коррозии.

Для защиты реакторов применяют: покрытия внутренней поверхности одним или несколькими слоями резины с последующей вулканизацией; покрытие аппарата полиизобутиленовой пленкой; футеровку реактора диабазовыми, керамическими и стеклянными и другими плит-

ками в один или несколько слоев по подслою резины или полиизобутилена; эмалирование.

Выбор того или иного способа защиты должен вестись совместно проектировщиком-монтажником, создающим эскиз аппарата, и конструктором, которому предстоит разработка технического проекта реактора по этому эскизу.

В общем случае на реакторе могут размещаться штуцеры для следующих назначений:

- входа и выхода продукта;
- входа и выхода теплоносителя;
- входа азота для продувки аппарата;
- установки предохранительного клапана;
- установки манометра;
- установки термопары, отбора проб;
- лаза и вентиляционного люка и т.п.

Выбор штуцеров производится совместно с технологом и механиком. Затем принимается решение о конструкции выбранных штуцеров и их высотное расположение.

Оформление задания на разработку технического проекта реактора

Прежде всего, вычерчивается эскиз реактора (вид сбоку и план) и наносятся основные размеры: длина (высота) цилиндрической части аппарата, диаметр, расстояние между штуцерами, минимальное расстояние от низа лап до фланца самого нижнего штуцера, высотная привязка штуцеров для установки КИП, перевешивающего органа мешалки и т.д. Затем составляются технические требования к реактору. В них указывается номинальный объем реактора по ГОСТу, давление в аппарате и греющем элементе, рабочая температура среды в аппарате, температура стенки греющего элемента и размер его основных деталей, тип перемешивающего устройства и число оборотов мешалки, вязкость среды, рекомендация к выдаче выбору конструкционного материала реактора и его отдельных деталей, и в заключение приводится таблица штуцеров.

Кроме того, задание должно содержать указания о необходимости изоляции аппарата, о предполагаемом месте его установки, о специальных требованиях к проведению испытаний.

Следует заметить, что эскизная разработка емкостей, отстойников, разделительных сосудов и т.п. проводится по той же методике, что и для реактора.

Технологические свойства конструкционного материала определяют способ изготовления из него частей аппаратов.

7. ДЕТАЛИ РЕАКТОРОВ И ИХ УЗЛЫ

Реакторы в большинстве своем очень разнообразны по конструкциям, но все они состоят из небольшого числа однотипных деталей: обечаек, днищ, фланцев и крышек и других. Это дает возможность конструировать аппараты из стандартных и нормализованных элементов.

7.1. ДНИЩА И КРЫШКИ

Для цилиндрических аппаратов применяются полушаровые, эллиптические, сферические отбортованные, конические и плоские днища и крышки.

Полушаровые днища. Сфера является идеальной формой оболочки, так как в ней не возникают изгибные усилия. Однако полушаровые крышки сложны в изготовлении и неудобны для размещения люков и штуцеров.

Полушаровые днища и крышки применяют в основном для сосудов и аппаратов большого диаметра. Полушаровые днища сваривают из отдельных штампованных лепестков.

Эллиптические днища. Для реакторов, работающих под давлением, широко применяют эллиптические днища, имеющие форму эллипсоида вращения (рис. 7.1).

Чтобы отвести сварной шов от закругленной части днища и не загружать его изгибающими напряжениями, днище снабжается цилиндрическим бортом $b = 25 \div 50$ мм. По ГОСТ 9617–61 днища эти выпускаются с диаметром до 4000 мм. Отношение $h/D = 0,25$.

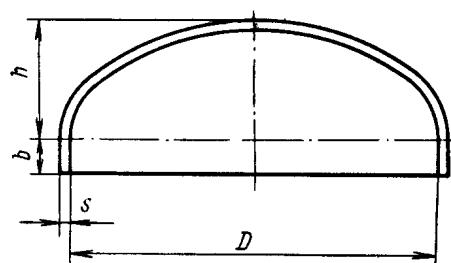


Рис. 7.1. Эллиптическое днище

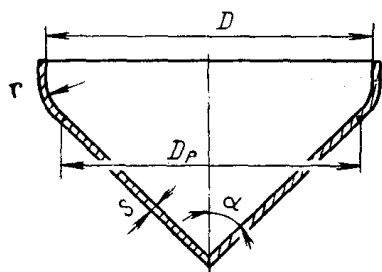


Рис. 7.2. Коническое днище с отбортовкой

Коробовые (сферические отбортованные) днища имеют шаровую поверхность, края которой отбортованы. Они значительно менее совершенны, чем эллиптические, так как в линии перехода между сферической и отбортованной частью возникают значительные изгибающие напряжения.

Конические днища (рис. 7.2) устанавливают в тех случаях, когда требуется полностью освободить аппарат от твердых продуктов, вязких жидкостей.

Для реакторов, работающих под давлением, обязательно делают днища с отбортовкой. По нормам НИИХИММАШа днища выпускаются с углом между осью и образующей конуса, равным 30 и 45° , соответственно.

Плоские днища. Такие днища предназначены для вертикальных и горизонтальных аппаратов диаметром от 273 до 4000 мм под налив. Они бывают двух типов: неотбортованные (рис. 7.3,а) и отбортованные (рис. 7.3,б.).

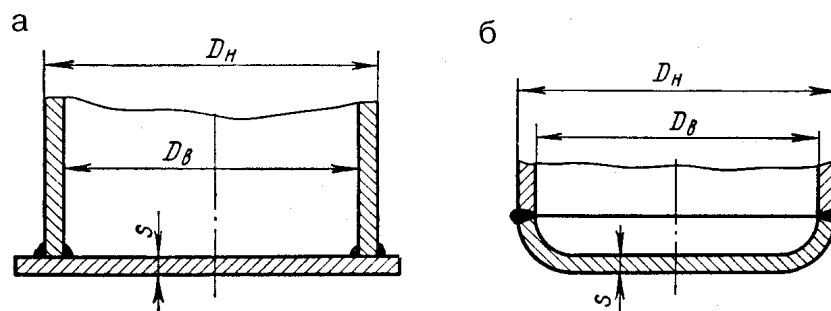


Рис. 7.3. Плоские днища:
а – без отбортовки; б – с отбортовкой

Для аппаратов, изготовленных из листового проката, за базовый размер принимается внутренний диаметр аппарата. При использовании в качестве корпуса аппарата труб за базовый размер принимается наружный диаметр трубы.

7.2. ФЛАНЦЕВЫЕ СОЕДИНЕНИЯ

Фланцевые соединения служат для соединения отдельных частей аппарата, для присоединения к реактору трубопроводов, датчиков КИП и других устройств. Они являются наиболее распространенными разъёмными соединениями аппаратов и трубопроводов.

Основными типами фланцев являются: цельные, свободные и резьбовые.

По конструкции и способу соединения со штуцером или корпусом реактора различают следующие типы фланцев (рис. 7.4): плоские приварные, приварные с шейкой, отлитые за одно с аппаратом, свободные (накидные) на отбортовке и фланцы на резьбе.

Наиболее просты по конструкции плоские приварные фланцы. Их широко применяют на стальных аппаратах и трубопроводах при давлениях до $2,5$ МПа. Более высокой жесткостью и прочностью обладают фланцы с шейкой – утолщением у основания фланца. Они применяются для давлений до 20 МПа.

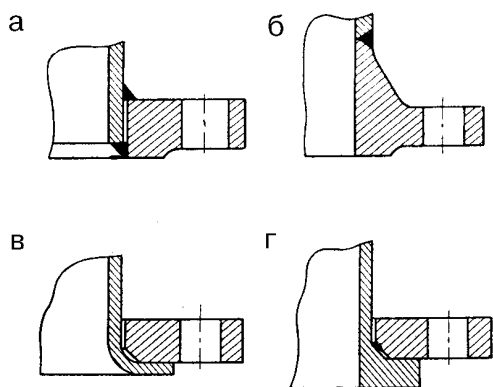


Рис. 7.4. Основные типы фланцев:
 а – плоский приварной фланец; б – фланец с шейкой, приваренной встык; в – фланец свободный с отбортовкой; г – фланец свободный на бурте

Фланцы с шейкой имеют несколько конструктивных разновидностей. Наиболее распространены фланцы кованные и приварные встык, широко применяемые на сварных аппаратах. На чугунных и стальных литых реакторах делают фланцы с шейкой, отлитые заодно с корпусом аппарата.

Стальные свободные фланцы на отбортовке применяют на аппаратах из мягких цветных металлов (алюминий, медь), а также из некоторых пластмасс, поддающихся отбортовке. Их

применяют также при необходимости максимально экономить дефицитные конструкционные материалы, например, титан или высоколегированную сталь.

Фланцы на отбортовке применяют для условного давления до 0,6 МПа. Фланцы на резьбе (рис. 7.5,а) применяют на трубопроводах и аппаратах высокого давления, когда применение сварки нежелательно. Такую конструкцию можно применять также при необходимости снятия фланца для разборки узла аппарата.

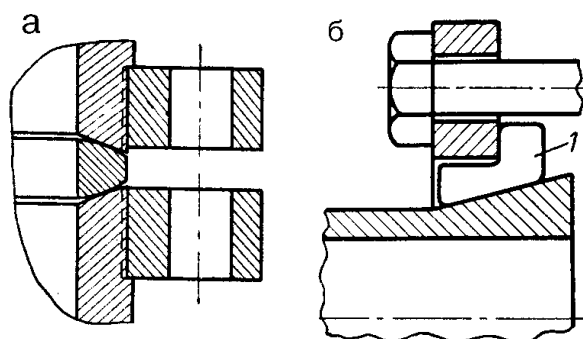


Рис. 7.5. Фланец на резьбе (а) и фланец с разъемным кольцом (б)

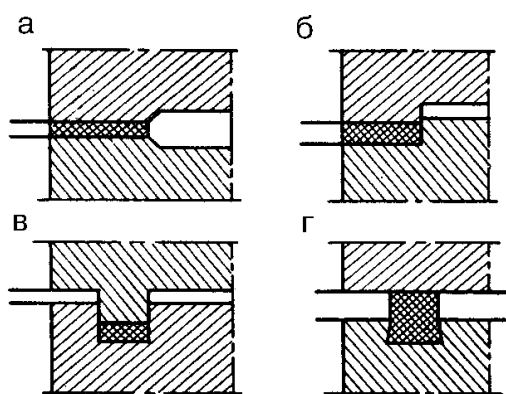
При конструировании стараются по возможности уменьшить ширину фланца, чтобы снизить изгибающие моменты у его основания и сделать его более жестким.

Для соединения трубопроводов и аппаратов из стекла, керамики и других хрупких материалов применяют свободные разборные фланцы. Они выполняются в двух разновидностях: разъемные из двух частей и с разъемным кольцом.

Фланцы из двух частей изготавливают из ковкого чугуна. Обе половины стягиваются болтами. На рис. 7.5,б показана конструкция с разъемным кольцом 1.

Наиболее ответственной частью фланцевого соединения является узел уплотнения. Герметичность прокладочного фланцевого соединения обеспечивается за счет пластической деформации прокладки, происходящей при затягивании фланцев. Прокладка деформируется и заполняет все неровности на привалочной поверхности. Герметичность соединения возрастает с увеличением удельного давления, действующего на прокладку. Чем меньше ширина прокладки, тем больше удельное давление при одной и той же силе сжатия, поэтому прокладки для соединений высокого давления стараются делать возможно более узкими.

Фланцы с плоской уплотнительной поверхностью (рис. 7.6,а) являются конструктивно наиболее простыми, однако они не всегда обеспечивают необходимую герметичность соединения.



Некоторое применение находят фланцы с выступом-впадиной (рис. 7.6,б). Это соединение не имеет перед фланцами с плоской уплотнительной поверхностью существенных преимуществ и применяется, когда необходимо обеспечить соосность соединения. Более надежным является соединение «шип-паз» (рис. 7.6,в), которое используют при повышенных давлениях, работе с ядовитыми веществами и глубоком вакууме, т. е. в самых ответственных соединениях.

Рис. 7.6. Типы привалочных поверхностей фланцев:

- а – соединение с плоским фланцем;
- б – соединение «выступ-впадина»;
- в – соединение «шип-паз»;
- г – соединение с прокладкой в пазу

В соединении «шип-паз» прокладка укладывается в кольцевую канавку и уплотняется сверху кольцевым выступом другого фланца. Она не имеет возможности деформироваться и выдерживает значительные удельные давления.

Для неядовитых, малоагрессивных сред при давлениях не более 0,1 МПа используют соединения с прокладкой в пазу (рис. 7.6,г). Это уплотнение применяют в узлах, подвергающихся частой разборке, например в люках. Паз фиксирует прокладку и не дает ей выпасть.

Из соединений с жесткими металлическими прокладками наиболее широко распространены линзовые с прокладкой из качественной углеродистой или легированной стали (рис. 7.5,а). Соприкосновение шаровой поверхности линзы с коническими поверхностями уплотняемых деталей происходит по кольцевой линии. Под действием осевых сил в месте касания возникает узкий пояс деформации материала, ко-

торый обеспечивает уплотнение. Уплотнения с упругой деформацией обеспечивают многократную сборку и разборку. Линзы и соприкасающиеся с ней поверхности тщательно обрабатывают и шлифуют. Такие соединения применяют для оборудования с диаметрами до 300 мм и давлением до 80 МПа. Они широко используются в технике высоких давлений.

7.3. ПРОКЛАДКИ И КРЕПЕЖНЫЕ ДЕТАЛИ

Выбор прокладочного материала зависит от температуры, давления и агрессивности уплотняемой среды. Он должен быть достаточно прочным и эластичным, чтобы при затягивании болтов надежно уплотнить соединение и сохранять плотность в процессе эксплуатации.

Наиболее распространенными прокладочными материалами являются: картон, резина, паронит, асбест, фторопласт, полихлорвинил, а также мягкие металлы – медь, алюминий, железо.

Картон применяют для воды и других нейтральных сред при низкой температуре и давлении не более 0,4 МПа.

Для горячей воды, пара и многих химических веществ применяют *паронит*. Паронит – это композиция из асбеста, каучука и различных наполнителей. Выпускается в виде листов. Применяется при температуре до 450 °С и давлении 6,0÷8,0 МПа в самых различных средах.

Резина применяется для кислых сред, не разрушающих ее.

Для высоких давлений применяют металлические прокладки. В табл. 7.1 приведены условия работ прокладок.

Широкое применение находят прокладки, комбинированные из нескольких материалов. Одним из распространенных типов являются прокладки с металлической или фторопластовой оболочкой и неметаллической основой.

Таблица 7.1

Условия работы прокладочных материалов

Материал прокладки	Рабочая среда	Предельная температура, °С	Предельное рабочее давление, МПа
Резина	Вода, воздух, кислоты	60	0,6
Паронит	Вода, пар, кислоты, щелочи	450	5
Картон технический	Вода, масло	40	0,4
Картон асбестовый	Пар, горячие газы	450	0,15
Асбестометаллическое армированное волокно	Горячие газы	150	1
Полихлорвинил	Кислоты	60	0,4
Фибра	Бензин, керосин, кислоты	80	1
Медь	Вода, воздух	250	22
Свинец	Кислоты	100	0,2
Алюминий	Пар, масло	300	6,0
Фторопласт-4	Кислоты, щелочи	200	10
Сталь	Любая	450	любое

Крепежные детали фланцевых соединений. Соединение фланцев осуществляется с помощью болтов и шпилек. При давлении в реакторе свыше 1,6 МПа болты применять не следует, так как у их головки возникают местные напряжения. В соединениях, подверженных действию высоких температур, используют шпильки с проточкой в средней части до внутреннего диаметра шпильки для повышения эластичности шпилек и уменьшения опасности разрыва при тепловом расширении фланца.

Для узлов, работающих при высоком давлении, шпильки и гайки изготовляют из качественных углеродистых и легированных сталей марок 25Х, 30Х, 35Х.

Фланцы нормализованы, поэтому задача конструктора заключается обычно в выборе фланцевого соединения по соответствующим ГОСТам и нормам в зависимости от величины условного давления или прохода (или диаметра). Расчет и конструирование производят в тех случаях, когда по каким-либо причинам приходится применять нестандартные фланцевые соединения или материал фланцев не соответствует

указанному в ГОСТах и нормалам, а также, если необходимо дополнительно проверить надежность стандартного фланцевого соединения.

Расчет фланцев заключается в определении осевой нагрузки, действующей на соединение, числа и диаметр болтов (шпилек) и толщины фланца. Расчету фланцевого соединения обычно предшествует конструктивная проработка, при которой предварительно определяют основные размеры фланцев. Расчет следует производить по методике, изложенной в нормали ОН–01–17–66 «Нормы расчета и конструирования фланцевых соединений».

Для того чтобы не делать фланцы на каждое давление и каждый диаметр трубы, или обечайки, весь непрерывный ряд диаметров и давлений разбивают на ряд условных давлений и условных диаметров. С увеличением температуры среды условное давление берут больше рабочего, так как снижается механическая прочность с ростом температуры. При расчете принимают ближайшее большее давление, каждый размер условного прохода соответствует ряду близких диаметров труб и обечаек. Все типы фланцев одного условного прохода и условного давления имеют одинаковые присоединительные размеры, чем обеспечивается взаимозаменяемость фланцев и трубопроводной арматуры.

Для обеспечения необходимой герметичности фланцевые соединения, работающие под вакуумом, рассчитывают на давление не менее 0,25 МПа. Фланцы аппаратов с ядовитыми, огне- и взрывоопасными веществами рассчитывают не менее чем на 1,0 – 1,6 МПа, если даже давление в реакторе или трубопроводе низкое.

Фланцы низкого давления выбирают на условное давление не менее 1,0 МПа, так как арматуру, присоединяемую к штуцерам, не выпускают на условное давление менее 1,0 МПа.

7.4. ШТУЦЕРА

Для присоединения трубопроводов и контрольно-измерительных приборов служат штуцера и бобышки.

Штуцер состоит из отрезка трубы (патрубка) и фланца. Приварка штуцера к аппарату может быть осуществлена по одному из вариантов, показанных на рис. 7.7. Наиболее распространен вариант 1, он является стандартным. Крепление штуцера к корпусу аппарата может быть как односторонним, так и двусторонним.

Приварка по варианту 2 применяется в тех случаях, когда внутри аппарата не должно быть никаких выступающих частей. Наиболее конструктивно совершенной является приварка встык и к отбортованному краю отверстия (вариант 3). Этот способ сложен и применяется сравнительно редко, в основном на эмалированной аппаратуре.

Штуцера литых аппаратов отливаются за одно с корпусом.

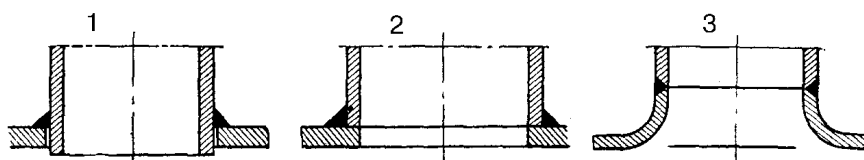


Рис. 7.7. Варианты приварки штуцеров

Иногда в штуцера вставляют патрубки наполнения (рис. 7.8), чтобы предотвратить стекание жидкости по стенкам аппарата. При подаче в реактор легко воспламеняющихся жидкостей патрубки наполнения опускаются до дна реактора, чтобы избежать накопления статического электричества.

Штуцера, работающие с застывающими жидкостями, снабжаются рубашками для обогрева (рис. 7.9).

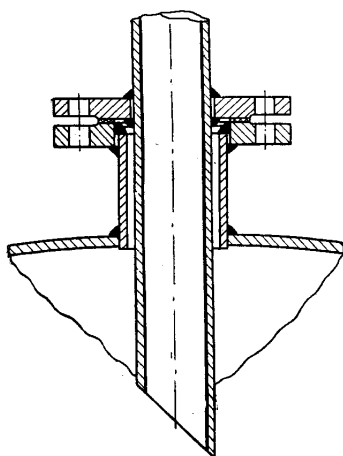


Рис. 7.8. Штуцер с патрубком наполнения

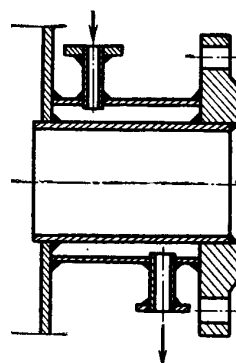


Рис. 7.9. Штуцер с обогревом

Штуцера, предназначенные для слива жидкости, должны обеспечивать полное ее удаление из реактора.

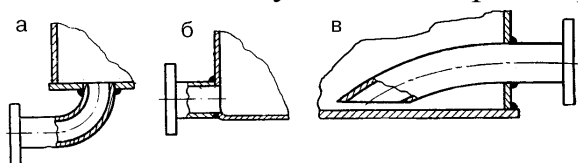


Рис. 7.10. Приварка сливных штуцеров:
а – приварка патрубка к днищу аппарата;
б – приварка патрубка вровень с днищем;
в – изогнутый патрубок

На рис. 7.10 показаны варианты приварки сливных патрубков к днищу. Сечение штуцера рассчитывают исходя из возможно короткого срока выгрузки и загрузки реакторов.

Конструируя днища, крышки и штуцера приходится выполнять следующие требования:

- если в крышке имеется несколько отверстий, то расстояние между краями 2-х соседних отверстий, измеряемое по проекции, должно быть не менее диаметра отверстия;
- расстояние от края отверстия до края днища, измеряемое по проекции, не должно быть менее $0,1 \cdot (D_{\text{внутр}} + S)$ (S – толщина стенки);
- расстояние между отверстием, расположенным около отбортовки центрального отверстия и началом закругления отбортовки или сварным швом, должно быть не менее толщины стенки.

7.5. БОБЫШКИ

Бобышки представляют собой фланцы, приваренные непосредственно к реактору, или утолщения на его корпусе. Их широко применяют при установке сальниковых коробок, контрольно-измерительных приборов и в других случаях, когда устройство штуцеров по каким-либо причинам нежелательно.

Трубопроводы к бобышкам присоединяются с помощью шпилек, что является существенным недостатком, так как при поломке шпилек удаление их представляет значительные трудности.

Бобышки из углеродистой стали изготавливают по одному из двух типов, показанных на рис. 7.11.

При малых диаметрах они выполняются из кислотостойкой стали, а при больших диаметрах корпус бобышки делается из углеродистой стали и защищается накладками из нержавеющей стали.

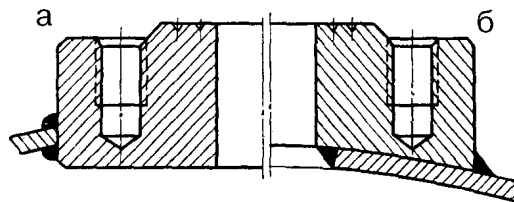


Рис. 7.11. Стальные приварные бобышки:

а – исполнение I; б – исполнение II

7.6. СМОТРОВЫЕ ОКНА

При необходимости наблюдения за работой герметичных реакторов на штуцерах и бобышках устанавливают смотровые окна. Более распространена установка окон на бобышках (рис. 7.12). Обычно на реакторе располагают два окна и на одном из них помещают светильник. Диаметр окон обычно от 50 до 150 мм.

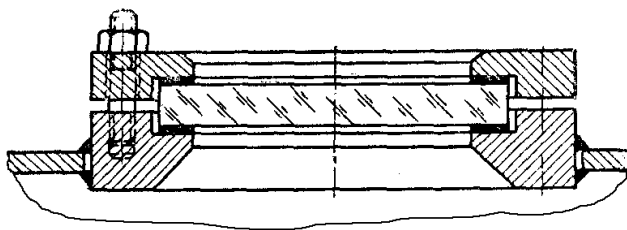


Рис. 7.12. Смотровое окно

Основной деталью смотрового окна является стекло. Обычно применяют толстые иллюминаторные стекла, рассчитанные на давление 0,6 МПа и температуру не более 150 °С.

7.7. ЛЮКИ И ЛАЗЫ

Они служат для осмотра аппарата, монтажа и демонтажа внутренних устройств, загрузки сырья и очистки. Круглые лазы должны иметь диаметр не менее 400 мм, а овальные – не менее 300 – 400 мм.

Конструкции лазов и люков зависят от условий работы и давления в аппарате. Если лазом пользуются редко, то крышку его делают в виде заглушки (рис. 7.13,а) на болтах. При необходимости частого открывания крышку делают на откидных болтах, которые отвертываются значительно быстрее, чем обыкновенные (рис. 7.13,б).

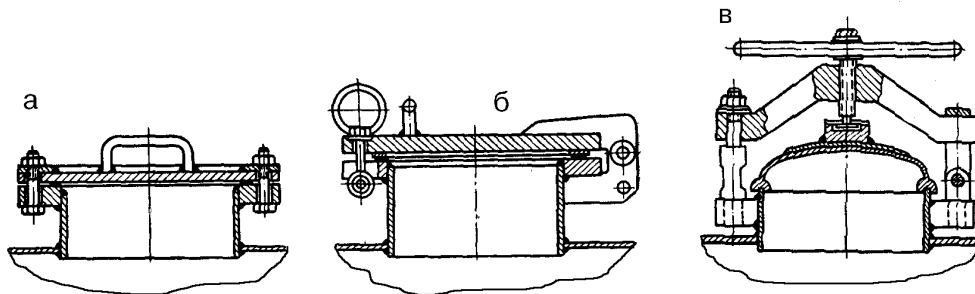


Рис. 7.13. Люки и лазы:

а – люк с глухими болтами; б – люк с откидными болтами; в – люк со скобой

Люки и лазы, которые необходимо постоянно открывать, выполняют с поворотной скобой, на конец которой накидывается петля, а уплотнение крышки осуществляется с помощью нажимного винта, закрепленного в центре скобы (рис. 7.13,в). Их применяют на давления до 0,6 МПа и диаметр до 400 мм.

Расчет люка сводится к определению осевого усилия, действующего на крышку, и расчета на прочность элементов, несущих давление.

7.8. ЛАПЫ И ОПОРЫ РЕАКТОРОВ

Опоры служат для установки реакторов на фундаменты и несущие конструкции. Выбор типа опор зависит от конструкции реактора, нагрузки и условий установки.

При устройстве вертикальных аппаратов на полу помещения или на фундаментах применяют нижние (опорные) лапы (рис. 7.14,а). При подвеске его между перекрытиями делают боковые лапы (рис. 7.14,в). Наряду с нормализованными опорными лапами иногда применяют лапы из отрезков труб, а небольшие легкие аппараты устанавливают на высокие стойки из труб или уголков (рис. 7.14,б).

При установке аппарата на нижние опоры делают три или четыре нижние лапы. При подвеске между перекрытиями – обычно устанавливают четыре боковые лапы, хотя возможна установка легких аппаратов на две. Лапы имеют отверстия для фундаментальных болтов.

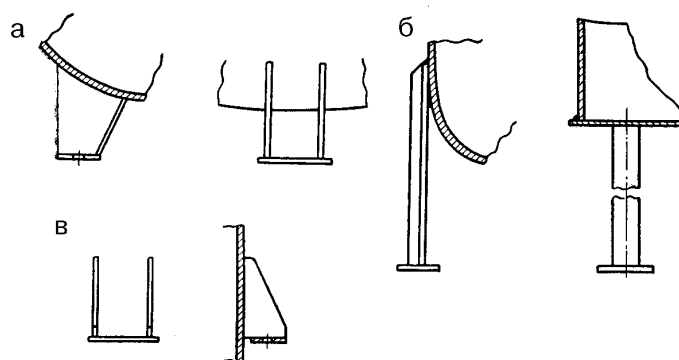


Рис. 7.14. Опоры аппаратов:
а – опорная лапа; б – стойки из труб и уголков;
в – боковая лапа

У стальных аппаратов лапы привариваются к корпусу, у литых – отливаются заодно с корпусом.

Расчет лап сводится к определению площади опорной подошвы или удельного давления лапы на опорную конструкцию, а также к расчету на прочность элементов лапы и проверке прочности стенки реактора в месте ее установки.

Основной исходной величиной для расчета является нагрузка на лапу:

$$Q = \frac{G_{max}}{n},$$

где n – число лап, G_{max} – максимальный вес аппарата, включающий в себя вес самого реактора, термоизоляции, трубопроводов и различных конструкций, а также максимально возможный вес продуктов, загруженных в него.

Площадь подошвы лапы определяют, исходя из максимально допустимого удельного давления на опорную конструкцию:

$$F = \frac{Q}{q_{уд}},$$

где $q_{уд}$ – удельное давление, МПа. Для кирпичной кладки $q_{уд} = 1,6$ МПа, для бетонного фундамента $2,0 \div 2,5$ МПа.

Лапы стальных сварных аппаратов нормализованы. Выбор их по нормали производится по величине нагрузки. Расчет и конструирование лап по формулам, изложенным выше, производятся лишь для случая, когда применяется нестандартная лапа.

7.9. ОФОРМЛЕНИЕ ПОВЕРХНОСТИ ТЕПЛООБМЕНА РЕАКТОРОВ

подавляющее большинство химических процессов происходят с выделением или поглощением тепла, поэтому реакторы снабжены элементами теплообмена. Теплообменными поверхностями обычно являются: наружные поверхности аппаратов, снабженные рубашками; если наружные поверхности реакторов недостаточны, то при невысокой вязкости получаемых продуктов внутри аппаратов устанавливают дополнительные поверхности – змеевики и стаканы.

С точки зрения удобства обслуживания и очистки реактора и простоты его конструкции предпочтительнее наружные теплообменные элементы (рубашки и приварные элементы – трубы). Однако их поверхность теплообмена ограничена наружной поверхностью аппарата. Кроме того, коэффициент теплоотдачи к наружным теплообменным элементам примерно в 2 раза ниже, чем к внутреннему змеевику.

Конструкция теплообменных рубашек для реакторов зависит от параметров обогревающей или охлаждающей среды. При давлениях обогревающей или охлаждающей среды 8÷9 МПа применяются гладкие рубашки, при давлениях до 2,7 МПа – змеевиковые рубашки, изготовленные из прокатных профилей: труб, уголков и т.п., а также рубашки с вмятинами и другие, например, каркасные.

Рассмотрим конструкции теплообменных устройств, применяемых для охлаждения или обогрева реакторов.

7.9.1. Рубашки

Их, как правило, приваривают к корпусу реактора или делают съемными, когда приварка их невозможна (например, для аппаратов изготовленных из чугуна), а также, когда необходим постоянный контроль за поверхностью теплообмена. Различают гладкие рубашки, змеевиковые, с вмятинами.

Гладкие рубашки

Такая рубашка по своей конструкции повторяет по форме обогреваемый реактор (рис. 7.15).

Рубашки выполняются стальными из листовой стали и стандартных выпуклых днищ, т.е. так же, как стальные котлы.

Обычно рубашку приваривают на 80–150 мм ниже соединения крышки с корпусом, но в некоторых случаях, когда коэффициент заполнения аппарата невелик, а обогрев (охлаждение) верхней части незаполненной его части нежелателен, рубашку делают небольшой по высоте.

В пространство между корпусом реактора и рубашкой подается теплоноситель. Пар подают в нее через верхний штуцер, а конденсат отводят через нижний. Жидкие теплоагенты обычно вводят через нижний штуцер, а выводят через верхний.

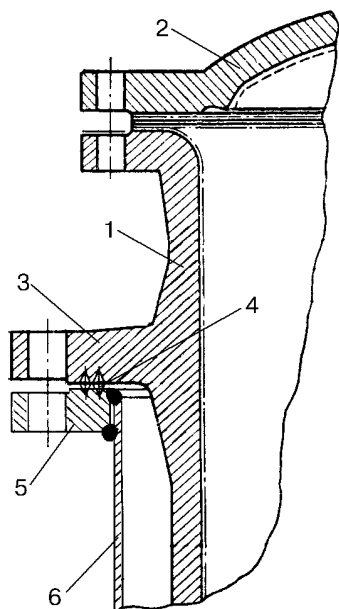


Рис. 7.16. Конструкция разъемного крепления рубашки к корпусу аппарата:

- 1 – корпус реактора; 2 – крышка;
- 3 – фланец; 4 – прокладки; 5 – фланец рубашки; 6 – обечайка рубашки

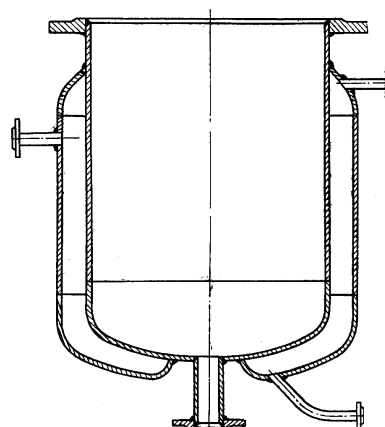


Рис. 7.15. Гладкая рубашка

Диаметр рубашки обычно принимают на 50÷100 мм больше диаметра реактора. Таким образом, зазор между корпусом аппарата и рубашкой колеблется в пределах от 25 до 100 мм. Зазор между стенками стараются сделать минимальным, чтобы увеличить скорость теплоагента. Большие зазоры характерны для парообразных теплоносителей.

Крепление гладких рубашек к корпусу реакторов может быть разъемным и неразъемным.

Разъемное крепление применяют для аппаратов, работающих в тяжелых условиях, когда необходимо периодически контролировать поверхность нагрева, очищать ее.

Конструкция разъемного крепления рубашки к корпусу литого реактора представлена на рис. 7.16. Недостатком такой конструкции является наличие дополнительного фланцевого соединения, что ведет к дополнительному расходу материалов и увеличению веса реактора. Следует заметить, что фланец для крепления рубашки на чугунных аппаратах отливается заодно с корпусом. Этот способ крепления позволяет легко осуществить монтаж и демонтаж, рубашки.

Если требуется, чтобы рубашка полностью покрывала боковую поверхность реактора, то рубашку крепят прямо к фланцу аппарата. Более простым и надежным является неразъемное соединение крышки реактора с обечайкой рубашки, что достигается сваркой. Приварку осуществляют с помощью отбортовки (рис 7.17,а) или приварного кольца (рис. 7.17,б).

Крепление рубашек к кольцу экономически выгодно в условиях мелкосерийного и индивидуального производства, так как не требует применения дорогостоящей оснастки. Недостатком этой конструкции является высокая концентрация напряжений в месте приварки кольца к корпусу и рубашке, а также повышенный расход металла и увеличение веса реактора. Поэтому более удобны плавные конические переходы, называемые воротниками, которые являются компенсаторами термических удлинений (рис. 7.17,а). Кстати, этот компенсатор необходим и тогда, когда корпус изготовлен из стали Х18Н9Т, а рубашка из Ст3. Для изготовления воротников (отбортовки) требуется специальная оснастка, что экономически выгодно при серийном их производстве. При больших давлениях в рубашке, особенно при отсутствии крепления рубашки к днищу аппарата, когда уравниваются силы давления, стремящиеся вытолкнуть корпус аппарата из рубашки, это соединение неприменимо.

Наличие рубашки усложняет крепление нижнего спускного штуцера. При небольшом различии линейных удлинений рубашки и корпуса возможна приварка штуцера одновременно к корпусу и рубашке, как показано на рис. 7.18,а.

Наиболее удобна конструкция, показанная на рис. 7.18,б, так как всегда можно проверить состояние шва приварки штуцера к корпусу. Для чугунных реакторов наиболее приемлема конструкция, показанная

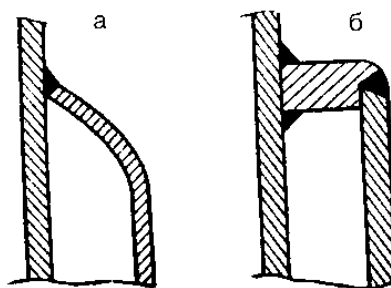


Рис. 7.17. Способы приварки рубашки к корпусу аппарата:
а – с помощью отбортовки; б – с помощью приварного кольца

на рис. 7.18,в.

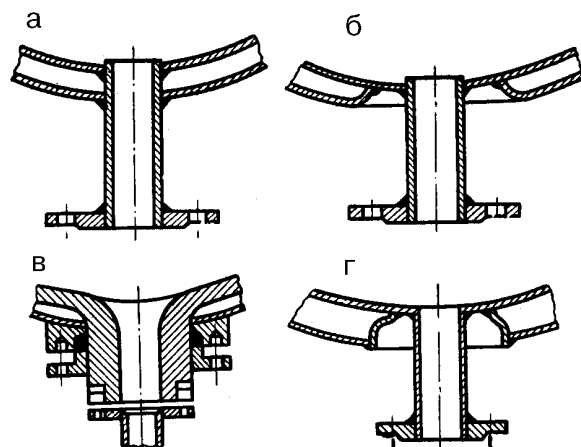


Рис. 7.18. Нижние спуски аппаратов с рубашками:
а – приварка нижнего штуцера к корпусу и рубашке аппарата; б – приварка нижнего штуцера к корпусу аппарата; в – сальниковое уплотнение нижнего штуцера чугунного аппарата; г – рубашка с линзовым компенсатором

Гладкая рубашка изготавливается из углеродистой стали. Однако следует учитывать, что приварка углеродистой стали к корпусу из нержавеющей стали небольшой толщины (3÷6 мм) может ухудшить антикоррозионные свойства металла корпуса. Поэтому, когда среда обладает значительной агрессивностью или требуется высокая чистота продукта, приварка рубашки из Ст3 к корпусу аппарата из X18H9T, например, без промежуточной детали из нержавеющей стали недопустима.

Змеевиковая рубашка

В тех случаях, когда не требуется большой поверхности теплообмена или когда теплоноситель находится под большим давлением, применяют приварные теплообменные элементы в виде труб (рис. 7.19,а) или полутруб (рис. 7.19,б).

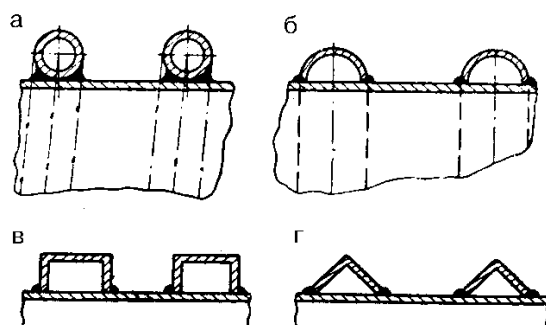


Рис. 7.19. Приварные теплообменные элементы:
а – трубы; б – полутрубы; в – швеллеры; г – уголки

Возможно также применение приварных элементов из проката –

швеллеров (рис. 7.19,в) или уголков (рис. 7.19,г), но при низком давлении теплоагентов.

Змеевиковая рубашка представляет собой спираль из прокатного профиля, приваренную к корпусу реактора. Минимальное расстояние между приварными элементами определяют из условий доступа к сварным швам.

Реакторы с такой рубашкой легче, чем аппараты с гладкими рубашками, так как толщина корпуса и рубашки в первом случае меньше, чем во втором.

На практике обычно нет необходимости устанавливать теплообменные элементы очень близко друг к другу, так как благодаря хорошей теплопроводности металла участок стенки, прилегающей к приварному элементу, также участвует в теплообмене, причем, чем больше толщина стенки, тем значительнее тепловой поток, расходящийся по стенке в стороны от приварного элемента.

Преимуществом змеевиковых рубашек по сравнению с гладкими является также более высокая скорость теплоносителя, что позволяет интенсифицировать теплообмен со стороны теплоносителя к стенке рубашки, когда коэффициент теплоотдачи либо одинаков, либо отличается незначительно.

Недостатком змеевиковой рубашки является большой объем сварочных работ. Кроме того, приварка такой рубашки из углеродистой стали к корпусу из нержавеющей стали толщиной меньше 5 мм, резко снижает антикоррозионные свойства металла корпуса реактора.

Рубашки с вмятинами

При значительном диаметре аппарата и повышенном давлении в рубашке толщина стенки аппарата, нагруженного наружным давлением, получается значительной. Чтобы уменьшить толщину стенки, применяют рубашки (рис. 7.20) с вмятинами.

Для этого на их поверхности делают круглые отверстия, края которых отгибают и приваривают к корпусу аппарата. Корпус реактора оказывается жестко связанным с корпусом ру-

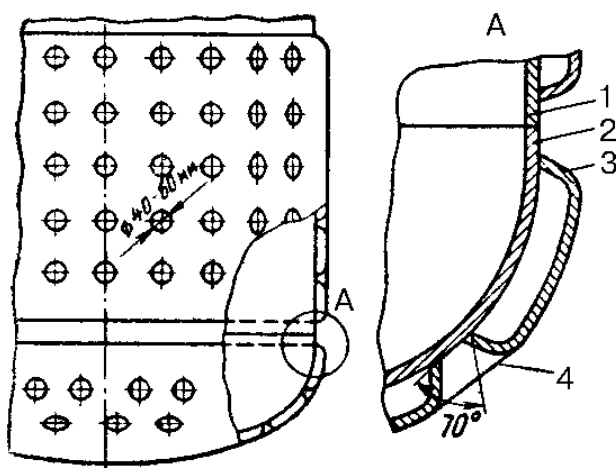


Рис. 7.20. Рубашка с вмятинами:
1 – обечайка; 2 – днище; 3 – рубашка;
4 – отбортованный край

башки. Расстояние между корпусом рубашки и стенкой корпуса реактора должно быть не более 20÷30 мм, чтобы облегчить отбортовку краев отверстий. Шаг между вмятинами выбирается в пределах 100÷300 мм в зависимости от давления в рубашке. Рубашку с вмятинами применяют при давлении теплоносителя 3÷4 МПа.

Интенсификация теплообмена в такой рубашке невелика по сравнению со змеевиковой рубашкой. Объем сварочных работ при изготовлении такой рубашки по сравнению со змеевиковой значительно меньше.

Недостатком такой конструкции рубашки является также большой объем работ по отбортовке отверстий, выполняемых вручную. Достоинство – возможность значительно снизить толщину стенки как корпуса реактора, так и рубашки.

Каркасная рубашка

Такая рубашка приваривается к кольцам жесткости, выполненных из уголков или полос (рис. 7.21). Расстояние между кольцами жесткости выбирается таким образом, чтобы обечайка корпуса в пролете между ними работала в условиях простого сжатия. Это позволяет изготавливать корпус реактора минимальной толщины, как и в случае змеевиковой рубашки.

В каркасных рубашках интенсифицируется теплообмен со стороны теплоносителей, но этот эффект ниже, чем в змеевиковых рубашках. Объем сварочных работ значительно меньше, чем при изготовлении змеевиковой рубашки.

Каркасные рубашки можно выполнять со спиральным током теплоносителя или перетоком теплоносителя из канала в канал.

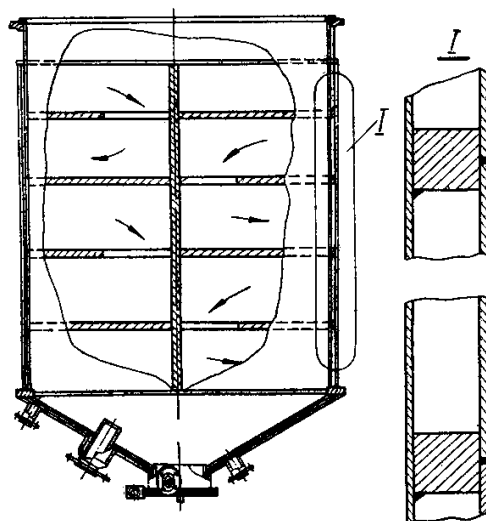


Рис. 7.21. Каркасная рубашка

7.9.2. Змеевики и стаканы

Эти теплообменные устройства устанавливаются внутри реакторов при недостаточной внешней поверхности теплообмена и невысокой вязкости реакционной массы (рис. 7.22).

Змеевики обычно изготавливают из стальных, алюминиевых или свинцовых труб. Трубы змеевиков выводят через крышку или стенку и крепятся к штуцерам аппаратов (рис. 7.23). При этом труба змеевика с помощью фланца 2 крепится болтами к фланцу 3 штуцера 4. Верхний фланец 1 служит для соединения змеевика с фланцем трубопровода, подводящего или отводящего теплоноситель или хладагент.

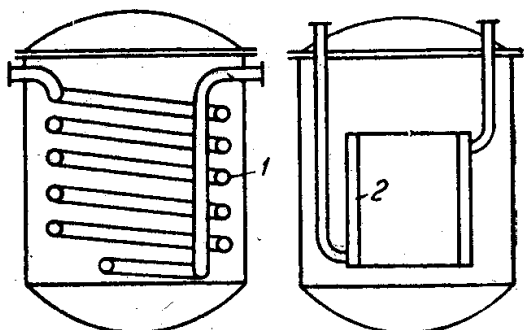


Рис. 7.22. Внутренние поверхности теплообмена реакторов:
1 – змеевик; 2 – внутренний стакан

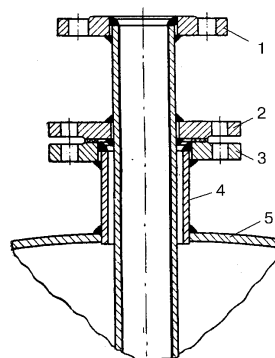


Рис. 7.23. Вывод змеевика через крышку аппарата:
1 – верхний фланец змеевика;
2 – нижний фланец змеевика;
3 – фланец штуцера; 4 – штуцер;
5 – крышка аппарата

Длинные змеевики применять невыгодно, так как в нижних витках при паровом обогреве может скапливаться конденсат, в результате чего значительная часть поверхности змеевика не участвует в процессе теплообмена.

Из длинных змеевиков также затруднительно удалять инертные газы. Обычно змеевики делят на несколько секций, включаемых параллельно, но это усложняет их конструкцию.

Стаканы изготавливаются из листовой стали и могут применяться при более высокой вязкости теплоносителя. Удельная поверхность теплообмена стакана ниже, чем змеевика.

7.10. ОБОГРЕВ РЕАКТОРОВ И ТЕПЛОНОСИТЕЛИ

Обогрев реакторов жидкими и парообразными теплоносителями может быть местным, циркуляционным и смешанным.

При местном обогреве источник тепла находится непосредственно в рубашке. Обычно он представляет собой пакет электрообогревательных элементов. При этом методе обогрева можно применять лишь гладкие рубашки. При циркуляционном обогреве теплоноситель

подогревается в котле и циркуляционным насосом подается в рубашку, откуда обратно поступает в котел. Недостаток – наличие циркуляционной системы и трубопроводов, что обуславливает повышенное потребление тепла в окружающую среду. Обогрев реакторов электрическим током можно разделить на обогрев при помощи электронагревателей, в которых разогреваются спирали за счет сопротивления последних, и индукционный обогрев.

Индукционный обогрев применяется для больших аппаратов. Снаружи или внутри аппарата устанавливается индуктор, который генерирует индукционные токи в стенке аппарата, вследствие чего стенка аппарата равномерно разогревается.

Способ обогрева и охлаждения аппарата зависят в первую очередь от температуры процесса, а также от свойств выбранных теплоносителей или хладагентов. Наиболее распространенными теплоносителями являются водяной пар, электрический ток, топочные газы и другие.

Водяной пар. Преимуществами его являются легкость и точность регулирования температуры, компактность установок, высокий коэффициент теплоотдачи и высокий коэффициент полезного действия. Недостатки – невозможность достижения высоких температур порядка $200\div 250\text{ }^{\circ}\text{C}$ и необходимость применения греющих элементов, рассчитанных на давление.

Электрообогрев является наиболее удобным способом нагревания. Он дает возможность достигать высоких температур, легко и точно их регулировать. Установки с использованием электрообогрева работают с КПД до 95 %.

Топочные газы применяют в качестве высокотемпературных теплоносителей. Практически температура, достигаемая при использовании топочных газов, составляет $700\div 1000\text{ }^{\circ}\text{C}$. Их получают сжиганием в печах природного или генераторного газа. Нагревание топочными газами отличается существенными недостатками: трудность точного регулирования температуры, низкий КПД и низкий коэффициент теплоотдачи, громоздкость обогреваемых установок.

Дифенильная смесь – представляет собой смесь 26,5 % дифенила и 73,5 % дифенилового эфира. Используется в тех случаях, когда требуется нагрев до $250\div 380\text{ }^{\circ}\text{C}$. Достоинствами этого теплоносителя являются простота и точность регулирования температуры, возможность передачи на большие расстояния.

Перегретая вода. Этот теплоноситель применяют для нагревания до температур порядка $350\text{ }^{\circ}\text{C}$. В этих условиях вода находится в состоянии, близком к критическому (температура $375\text{ }^{\circ}\text{C}$ и давление

22,5 МПа).

В качестве хладагентов используют воду и холодные рассолы. Охлажденная вода имеет температуру $5 \div 20$ °С, что дает возможность охлаждения до $10 \div 25$ °С. Применение холодных рассолов позволяет производить охлаждение до более низких температур, порядка – 10 °С.

Для отвода тепла при высоких температурах ($150 \div 500$ °С) используют воздух или расплавы солей, например, нитрит-нитратную смесь, состоящую из 7 % NaNO_3 , 40 % NaNO_2 и 53 % KNO_3 .

7.11. ПЕРЕМЕШИВАЮЩИЕ УСТРОЙСТВА

В технологии органических веществ перемешивание применяют для улучшения тепло- и массообмена, получения равномерных смесей нескольких жидкостей, жидкости и твердого тела, жидкости и газа. Хотя основной задачей перемешивания в большинстве случаев является равномерное распределение вещества или температуры в перемешиваемом объеме, иногда задача перемешивания заключается в создании высоких скоростей среды около теплообменных поверхностей с целью интенсификации теплообмена.

7.11.1. Способы перемешивания, мешалки

Известны несколько видов перемешивания: механическое; циркуляционное; барботажное.

Барботажное перемешивание осуществляется путем барботажа инертного газа или газообразных веществ через жидкость.

Циркуляционное перемешивание происходит за счет больших скоростей движения реакционной массы (насосом). Это перемешивание целесообразно применять в том случае, когда имеется необходимость отвода тепла через развитую поверхность теплообмена, т.е. через выносной теплообменник.

Механическое перемешивание в жидкой среде, а также пастообразных и вязких материалов осуществляется с помощью мешалок, которые по конструктивной форме в зависимости от устройства лопастей разделяются на лопастные, листовые, якорные, рамные, турбинные, пропеллерные и специальные.

Все они состоят из трех основных частей: вала, на котором закреплена мешалка, мешалки, являющейся рабочим элементом, и привода, с помощью которого вал приводится в движение за счет механической энергии.

В зависимости от числа оборотов мешалки условно делят на тихоходные и быстроходные. К тихоходным относят лопастные, рамные,

якорные и листовые, имеющие число оборотов не более 80÷100 об/мин. К быстроходным – турбинные и пропеллерные.

При выборе типа мешалки и ее параметров учитывают требования процесса, свойства жидкости, такие как вязкость, наличие осадков и т.д., форму аппарата и другие факторы.

К сожалению, отсутствуют единые критерии для выбора мешалки. Обычно при этом руководствуются производственным опытом или лабораторными исследованиями. В некоторой степени можно предложить следующие рекомендации.

Лопастные мешалки

Лопастные мешалки (рис. 7.24) применяются при перемешивании жидких неоднородных систем вязкостью до 15 Па·с и удельным весом до 2000 кг/м³.

Основные соотношения размеров для аппаратов с плоским дном: $d_m = 0,7 \cdot D$; $h \cong 0,1 \cdot d_m$; $h_m = 0,14 \cdot d_m$.

Рекомендуемые предельные значения окружных скоростей конца лопасти мешалки в зависимости от вязкости среды по данным НИИХИММАША приведены в табл. 7.2.

При высоте аппарата, превышающей его диаметр или при перемешивании вязкой жидкости на валу мешалки устанавливают несколько пар лопастей.

При перемешивании очень вязких жидкостей на стенках сосуда устанавливают радиально расположенные перегородки, над которыми проходят лопасти мешалки. При этом поток дробится и повышается эффективность работы мешалки. Перегородки препятствуют образованию центральной воронки, а также увлечению жидкости вращающимися лопастями, что может привести к прекращению эффекта перемешивания.

Таблица 7.2

Рекомендуемые значения окружных скоростей лопастных мешалок

Вязкость среды, Па·с	Окружная скорость, м/с
0,001÷40	3,0÷2,0
40÷80	2,5÷1,5
80÷150	1,5÷1,0

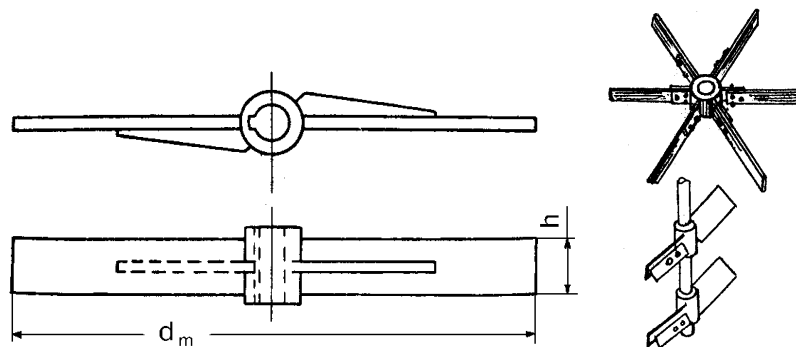


Рис. 7.24. Лопастные мешалки

Установка слишком длинных лопастей нерациональна, так как с возрастанием линейных размеров лопасти быстро растет потребляемая мощность. Нормализованные диаметры мешалок – 700÷2100 мм.

Недостатки таких мешалок – малая интенсивность перемешивания и отсутствие значительных вертикальных потоков, вследствие чего их не рекомендуется применять для взмучивания тяжелых осадков и работы с расслаивающимися жидкостями.

Достоинства лопастных мешалок – они просты по конструкции, обеспечивают удовлетворительное перемешивание при работе с вязкими жидкостями, могут применяться в аппаратах значительного объема.

Рамные мешалки

Они представляют собой комбинацию лопастных мешалок с вертикальными и наклонными лопастями. Внешний вид таких мешалок показан на рис. 7.25.

Эти мешалки применяются тех же случаях, что и лопастные мешалки, а также и при перемешивании значительных объемов вязких материалов.

Нормализованные диаметры рамных мешалок – до 2520 м. Эти мешалки используют в реакторах с большой емкостью (до 100 м³).

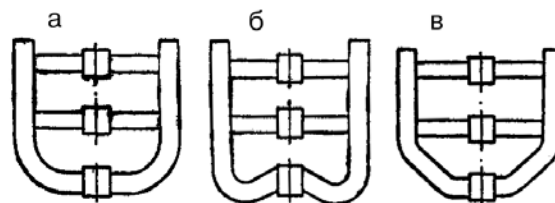


Рис. 7.25. Рамные мешалки
а – для эллиптического днища; б – с подъемом нижней ступицы; в – для конического днища

Якорные мешалки

Они по своей форме соответствуют сосуду, в котором они работают. Расстояние между лопастью и стенкой реактора обычно выбирают

в пределах 25÷140 мм. На рис. 7.26. представлены конструкции якорных мешалок.

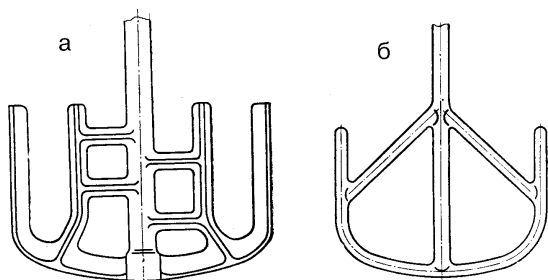


Рис. 7.26. Якорные мешалки:
а – литая; б – эмалированная из труб

Якорные мешалки предназначены для перемешивания жидкостей вязкостью 300 Па·с и выше, особенно при нагревании среды через стенку реактора.

Вследствие небольшого зазора между лопастью и стенкой сосуда возникает сильное турбулентное движение, препятствующее выпадению на стенках осадка

и перегреву среды.

НИНХИММАШ рекомендует те же скорости для якорных мешалок, что и для лопастных.

Следует отметить, что при перемешивании очень вязких жидкостей якорные мешалки снабжаются дополнительными вертикальными лопастями-пальцами (рис. 7.26,а).

Листовые мешалки

Их применяют сравнительно редко, в основном для маловязких жидкостей, интенсификации теплообмена, взвешивания твердого вещества. Конструкция мешалки приведена на рис. 7.27.

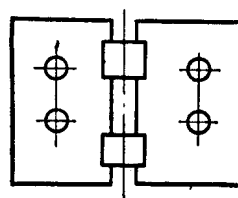


Рис. 7.27. Листовая мешалка

Пропеллерные мешалки

Они предоставляют собой обычный гребной винт с числом лопастей от двух до четырех (рис. 7.28).

При работе пропеллерной мешалки осуществляется интенсивная циркуляция жидкости с сильным вихревым образованием. Их рекомендуют использовать для перемешивания сред вязкостью до 2 Па·с и удельным весом до 2000 кг/м³. Окружную скорость мешалки рекомендуется выбирать в пределах 1,6÷4,8 м/с.

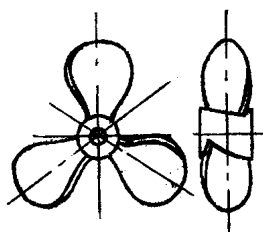


Рис. 7.28. Пропеллерные мешалки

Чтобы избежать образования воронки, вал мешалки смещают по отношению к оси аппарата на величину до $0,25 \cdot d_m$ либо устанавливают его с наклоном $10 \div 20^\circ$ к оси сосуда.

Для трудносмешиваемых вязких жидкостей применяют мешалки, состоящие из 2-х пропеллеров, установленных на одном валу. Оба пропеллера толкают жидкость в одну сторону или навстречу друг другу. Нормализованные диаметры мешалок $300 \div 700$ мм.

Турбинные мешалки

Они относятся к быстроходным мешалкам и бывают двух типов – открытыми и закрытыми (рис. 7.29).

Турбинные мешалки работают по принципу центробежного насоса, т.е. всасывают жидкость в середину и за счет центробежной силы отбрасывают ее к периферии.

Закрытые турбинные мешалки мало отличаются по конструкции от колеса центробежного насоса и подразделяются на мешалки одностороннего и двустороннего всасывания (рис. 7.29,б).

Открытая мешалка (рис. 7.29,а) представляет собой диск с радиально расположенными лопатками. Они более просты по конструкции и поэтому чаще применяется в технике.

Турбинные мешалки обеспечивают весьма интенсивное перемешивание. Их рекомендуют применять для перемешивания жидкостей вязкостью до $450 \text{ Па}\cdot\text{с}$ и удельным весом до $2000 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Окружная скорость концов лопаток $3 \div 9 \text{ м}/\text{с}$, причем скорость мешалок с диаметром до 300 мм больше, чем с диаметром свыше 300 мм

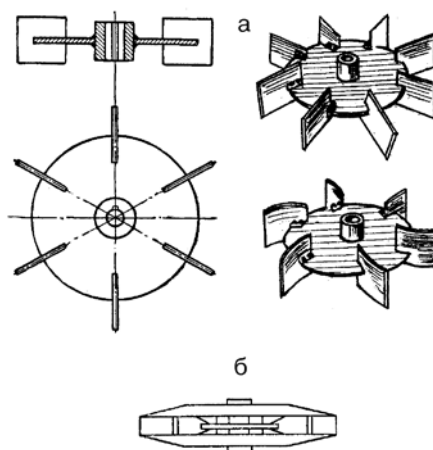


Рис. 7.29. Турбинные мешалки: а – открытого типа; б – закрытого типа

(табл. 7.3.).

Таблица 7.3

Вязкость среды, Па·с	Окружная скорость, м/с
0,001÷5	7÷4,2
5÷15	4,2÷3,4
15÷25	3,4÷2,3

Этот тип мешалки не подходит для реакторов большой емкости.

В реакторах с турбинными мешалками обязательна установка отражательных перегородок. При отсутствии такой перегородки образуется глубокая воронка, иногда доходящая до основания мешалки, и перемешивание резко ухудшается (обычно устанавливают четыре перегородки).

Мешалки специальных типов

Наряду с перечисленными мешалками массового применения, изредка применяются мешалки специфических конструкций.

К ним относятся мешалки для перемешивания высоковязких полимерных сред, а также импеллерные мешалки, которые применяют для обеспечения хорошего контакта газа с жидкостью при одновременном интенсивном перемешивании.

Шнековые, ленточные и спиральные мешалки (рис. 7.30) используют для перемешивания псевдопластичных жидкостей большой вязкости до 300 Па·с.

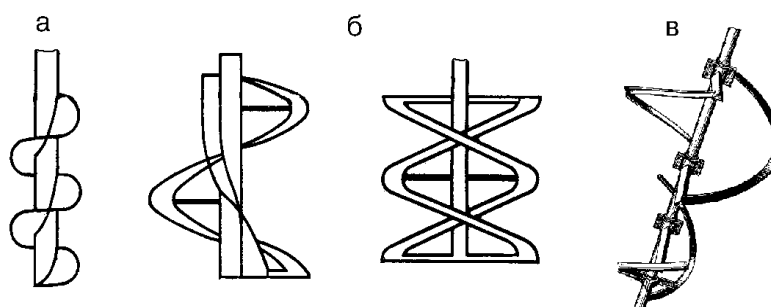


Рис. 7.30. Мешалки для перемешивания высоковязких сред:
а – шнековая; б – ленточная; в – спиральная

Вал импеллерной мешалки (рис. 7.31) помещен внутри трубы 1, по которой подается воздух под небольшим избыточным давлением (в некоторых конструкциях воздух всасывается при вращении мешалки). На мешалке имеется ряд лопастей 3, а на конце трубы установлен статор с лопастями 2. Наличие двух рядов лопастей, подвижного и непод-

вижного, обеспечивает хорошее перемешивание жидкости и газа.

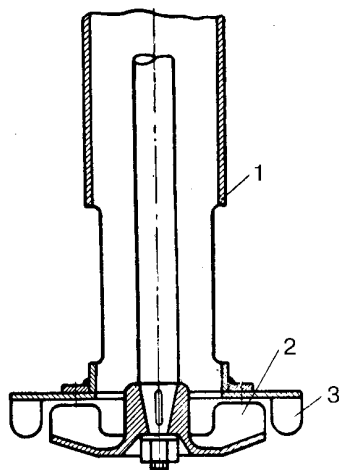


Рис. 7.31. Импеллерная мешалка:
1 – центральная труба; 2 – лопасти ста-
тора; 3 – лопасти мешалки (ротора)

7.11.2. Уплотнения вращающихся валов

Узлы уплотнения вала мешалки должны обеспечивать возможность свободного вращения вала, не пропускать наружу газы и пары, находящиеся в аппарате под давлением, или не пропускать воздух в реактор, работающий под вакуумом.

Несмотря на то, что узел уплотнения занимает сравнительно небольшую часть реактора, от него зависит качество работы всей установки.

Это относится к производствам с ядовитыми и взрывоопасными веществами и к аппаратам, работающим под вакуумом.

Для уплотнения вращающихся валов применяют сальниковые и торцовые уплотнения, бессальниковые приводы.

Сальниковые уплотнения

В технике используют весьма разнообразные сальники, но сальники обычных реакционных аппаратов по устройству однотипны. Они состоят из сальниковой коробки, нажимной втулки, грундбоксы и уплотнительного материала. На рис. 7.32 показано типовое сальниковое уплотнение.

Назначение грундбоксы – направлять вал мешалки, т.е. препятствовать его вибрации и колебаниям при вращении, а также поддерживать уплотнительный материал. Грундбоксы изготовляют из мягкого металла, чтобы вал, соприкасающийся с ней, меньше снашивался.

Сальниковая коробка отливается из чугуна и прикрепляется шпильками к стальной крышке реактора. Если крышка аппарата выполнена из чугуна, то сальниковая коробка отливается вместе с крышкой. В сальниковую коробку вставляют бронзовую грундбоксы и прочно ее закрепляют при помощи стопорного винта (на рис. 7.32 не показан).

Зазор между валом мешалки и сальниковой коробкой заполняется уплотняющей набивкой, в качестве которой применяют льняную пленку, асбестовый шнур или хлопчатобумажные шнуры круглого или квадратного сечения, пропитанные маслом, воском, синтетическими материалами или графитом. При больших числах оборотов мешалки, высоких давлениях и температурах используют сальники с твердой набивкой, выполненной из разрезанных колец цветного металла, твердых пластмасс или прессованного графита, фторопласта-4.

Нажимная втулка крепится к сальниковой коробке посредством нескольких шпилек (обычно две или четыре). При наличии 2-х шпилек фланцы нажимной втулки имеют форму эллипса, а при 4-х шпильках форму окружности.

Сальники обычно устанавливают на бобышках. Сальниковая коробка может находиться вне аппарата или быть утоплена внутрь. Хотя сальник, утопленный в реактор, позволяет несколько уменьшить высоту привода, эту конструкцию нельзя признать удачной, так как обслуживание сальника затруднено. Особенно нежелательно применять такой сальник при высокой температуре в реакторе.

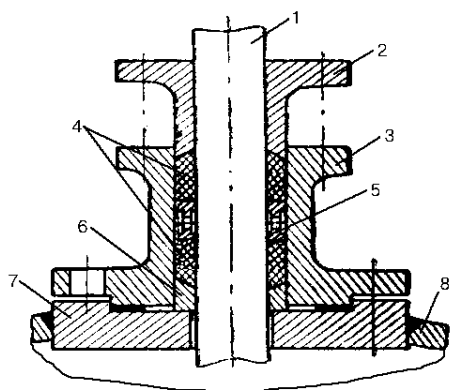


Рис. 7.32. Сальниковое уплотнение:

- 1 – вал мешалки; 2 – нажимная втулка
- 3 – сальниковая коробка;
- 4 – уплотнительный материал;
- 5 – кольцо металлическое;
- 6 – грундбукса; 7 – бобышка;
- 8 – крышка реактора

При высокой температуре среды или значительном выделении тепла за счет трения сальник охлаждается с помощью водяной рубашки.

Для автоклавов обычно применяются два типа сальников: одинарные, предназначенные для работы под давлением 1,0÷1,5 МПа и мало отличающиеся от сальниковых уплотнений обычных реакционных аппаратов, рассмотренных нами ранее, и двойные сальники, эксплуатация которых возможна при более высоких давлениях. При использовании двойных сальников достигается более надежное уплотнение. По принципу работы устройства двойные сальники могут рассматриваться как два последовательно соединенных, простых сальника. Газы или пары, прошедшие через набивку нижнего сальника, задерживаются набивкой верхнего сальника. Поэтому такое уплотнение более надежно, чем одинарный сальник.

обычных реакционных аппаратов, рассмотренных нами ранее, и двойные сальники, эксплуатация которых возможна при более высоких давлениях. При использовании двойных сальников достигается более надежное уплотнение. По принципу работы устройства двойные сальники могут рассматриваться как два последовательно соединенных, простых сальника. Газы или пары, прошедшие через набивку нижнего сальника, задерживаются набивкой верхнего сальника. Поэтому такое уплотнение более надежно, чем одинарный сальник.

Торцовые уплотнения

Они состоят из 2-х колец – подвижного и неподвижного, которые прижимаются друг к другу по торцевой поверхности с помощью пружины. Они получают все более широкое распространение вследствие следующих причин:

- при нормальной работе торцовые уплотнения не требуют обслуживания в отличие от сальников, в которых периодически необходимо менять набивку;
- правильно подобранные торцовые уплотнения отличаются большой износоустойчивостью и, следовательно, долговечностью;
- они удовлетворительно работают при перекосах и биениях вала, тогда как сальниковая набивка иногда выходит из строя уже при биении вала 0,05 мм;
- они обладают высокой герметичностью и потери мощности составляют десятые доли потерь в сальниках.

На рис. 7.33 приведена конструкция торцового уплотнения. Универсальное торцовое уплотнение состоит из узла уловителя 11, сильфона 1, приваренного к стакану 2 и неподвижному кольцу, кожуха 6, который крепится с помощью фланца 10 к крышке аппарата, колец – углеграфитового 3 и металлического 4, образующих пару трения. Водило 5 фиксирует на валу кольцо 4. Удельное давление в паре трения создается через тяги 7 пружиной 8, величина удельного давления регулируется гайками 9. Смазка пары трения и охлаждение осуществляется проточной водой, циркулирующей в полости кожуха. Уловитель 11 предохраняет обрабатываемый продукт от попадания в него охлаждающей воды.

Самый ответственный элемент торцового уплотнения – пара трения. Надежность работы уплотнения зависит от материала и качества обработки трущихся колец. Обычно одно кольцо изготовляют из более твердого материала. Наиболее широко применяют следующие материалы в различных комбинациях: кислотостойкую сталь, бронзу, керамику, графит, фторопласт и твердую резину.

Материалы на основе графита имеют высокую кислотостойкость и не требуют специальной смазки. Керамические кольца, применяемые в парах трения, имеют исключительную химическую стойкость, высокую твердость и износоустойчивость. Недостатки керамических колец – пористость и склонность к растрескиванию. Трущиеся поверхности должны быть отшлифованы и тщательно притерты друг к другу.

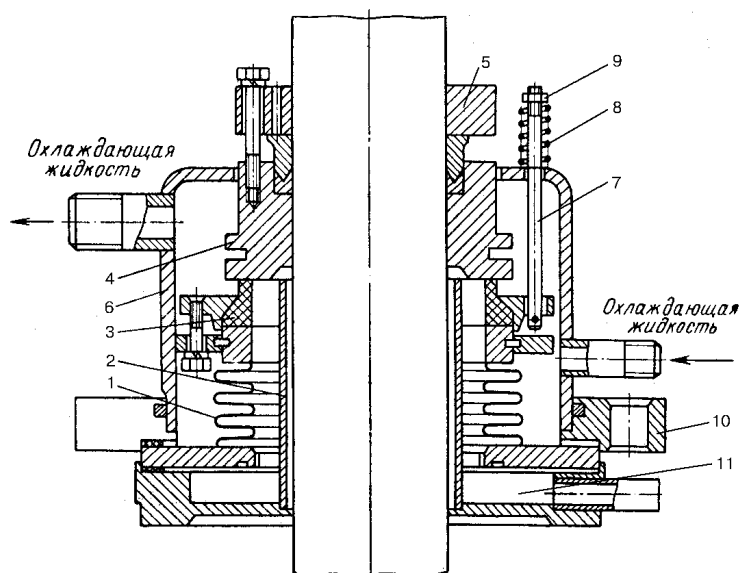


Рис. 7.33. Одинарное торцовое уплотнение

Двойные торцовые уплотнения сложнее по конструкции, но обеспечивают более высокую герметичность. Уплотнение имеет две пары уплотнительных колец, в пространство между которыми подается под давлением уплотняющая жидкость. Она не дает возможность среде выходить из аппарата. Кольца прижимаются пружинами. Подвижные кольца и пружины крепятся на втулке, закрепленной на валу аппарата. В пространство уплотнения вводится уплотняющая жидкость под давлением, несколько превышающим рабочее давление в аппарате. Уплотняющая жидкость подается с помощью специального насоса или за счет давления в аппарате, для чего над уплотнением на высоте не менее 2÷3 м устанавливают баллон с уплотняющей жидкостью емкостью 10÷20 л, верхняя часть которого соединена с пространством аппарата. Гидростатическое давление столба жидкости обеспечивает противодействие уплотнительной жидкости в уплотнении. В качестве уплотнительной жидкости применяют воду, смазочное масло, глицерин, этиленгликоль, а также другие жидкости, попадание которых в рабочую среду не вызывает порчу продукта. Двойные торцовые уплотнения имеют охлаждающую рубашку.

Бессальниковые приводы

При высоких давлениях и температурах тщательное уплотнение сальника становится затруднительным, поэтому в этом случае используют так называемый бессальниковый привод мешалки (рис. 7.34). В аппаратах с бессальниковым приводом энергия передается на вал мешалки посредством вращающегося магнитного поля, развиваемого ста-

тором асинхронного электродвигателя.

Бессальниковый привод мешалки состоит из следующих основных частей: асинхронного электродвигателя, статор *1* которого отделен от ротора *2* неподвижной экранирующей гильзой *3*, вала *4* мешалки *10*, на конце которого смонтирован ротор; герметичного корпуса *5* и переходного стакана *6*.

Вращающееся магнитное поле, создаваемое статором *1*, заставляет

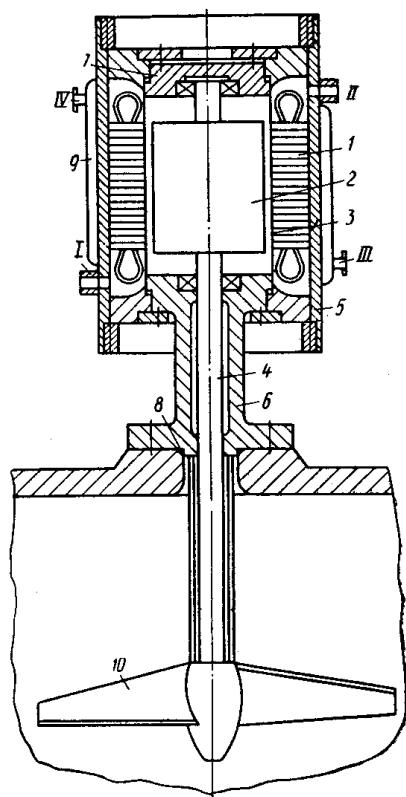


Рис. 7.34. Бессальниковый привод мешалки

вращаться ротор *2*, а вместе с ним и вал *4* мешалки. Экранирующая гильза *3* изготовлена из металла с высокой магнитной проницаемостью (медь) толщиной $0,5 \div 1$ мм. Она запрессована в статоре. Тонкостенная гильза может выдерживать высокие давления благодаря тому, что она опирается на статор. Сверху экранирующая гильза закрыта крышкой *7*. Герметичный корпус *5*, в котором смонтирован статор с экранирующей гильзой, присоединяется к переходному стакану *6*, закрепленному на корпусе реактора.

Таким образом, внутренние полости реактора, переходного стакана и экранирующей гильзы составляют единую полость, которая надежно герметизируется с помощью алюминиевых прокладок *8*.

Если рабочая среда в реакторе оказывает коррозирующее действие на ротор, то во внутреннюю полость экранирующей гильзы подводят инертный газ. Давление его должно превышать давление рабочей среды внутри реактора. Статор охлаждается трансформаторным маслом, прокачиваемым через корпус *5*. Это масло охлаждает также и экранирующую гильзу, а через нее и ротор. Масло поступает в корпус через нижний штуцер *I*, а выходит через штуцер *II*.

Масло можно частично охлаждать водой, поступающей в рубашку *9* через штуцер *III*, а выходящей из нее через штуцер *IV*. При больших тепловыделениях электродвигателя окончательное охлаждение масла производится в отдельном теплообменнике.

8. КОНСТРУКТИВНЫЕ ТИПЫ РЕАКТОРОВ

В данной главе будут рассмотрены реакторы, в качестве которых может использоваться типовая аппаратура, реакторы для контактно-каталитических процессов, а также печи для проведения химических реакций, в частности пиролиза.

8.1. РЕАКТОРЫ НА ОСНОВЕ ТИПОВОЙ АППАРАТУРЫ

К типовой аппаратуре относятся реакторы с мешалками, реакционные камеры, трубчатые и барботажные.

8.1.1. Реакторы с мешалками

Реакторы с мешалками широко применяют для различных жидкофазных процессов. Конструкция реакторов зависит от многих факторов: давления, температуры, корродирующих агентов, характера процесса, условий теплообмена, способов удаления жидкости и т.д.

На рис. 8.1 показан наиболее распространенный тип аппарата с мешалкой для работы под небольшим давлением. Аппарат состоит из корпуса с эллиптическим днищем и крышкой, мешалки, теплообменной рубашки, привода и различных внутренних устройств. На крышке аппарата размещают люк и штуцера. Жидкость удаляется по трубе перекачивания.

Емкостные реакторы изготовляют сварными из углеродистой и кислотостойкой стали, меди, алюминия, титана. Их защищают в случае необходимости различными антикоррозионными покрытиями: эмалью, гуммировкой, футеровкой и т.д. Наряду со сварной аппаратурой некоторое применение находят чугунные литые аппараты с мешалками. На рис. 8.2 показан такой аппарат. Он имеет чугунный корпус и крышку, съемную рубашку и чугунную якорную мешалку.

Специфическими узлами реактора с мешалкой являются привод, концевой подшипник, уплотнения. На рис. 8.3 показан привод мешалки.

Чаще всего используется электрический привод. Приводы подразделяются на три типа:

- тип А – соединение вала мешалки с валом редуктора продольно-разъемной муфтой;
- тип Б – соединение вала мешалки с валом редуктора зубчатой муфтой;
- тип В – с параллельным расположением вала мешалки и вала редуктора.

Продольно-разъемная муфта жестко соединяет вал мешалки с выходным валом редуктора, и подшипник редуктора становится опорой вала. Вследствие этого в приводе типа А опорой для вала является подшипник редуктора и концевой подшипник вала мешалки, устанавливаемый внутри аппарата на днище.

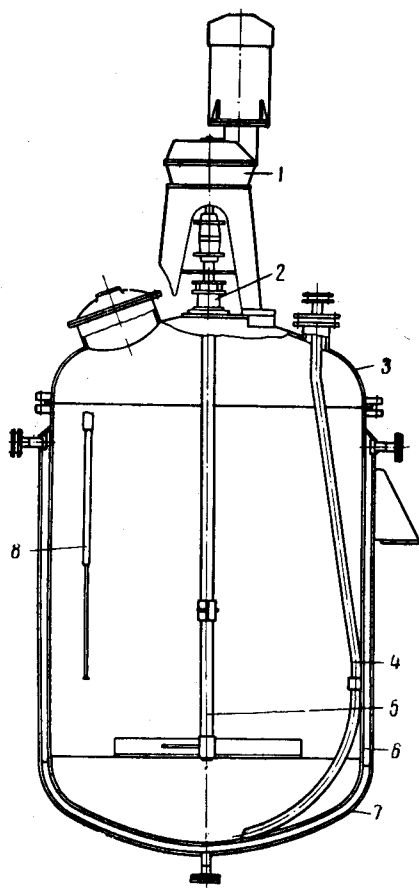


Рис. 8.1. Стальной реактор с мешалкой:

1 – привод, 2 – сальниковое уплотнение, 3 – крышка, 4 – труба передавливания, 5 – мешалка, 6 – корпус, 7 – рубашка, 8 – гильза термометра

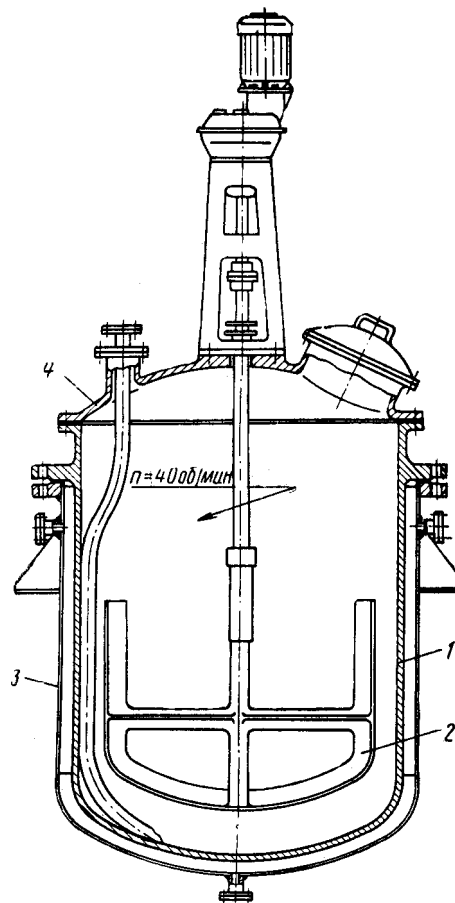


Рис. 8.2. Чугунный реактор с мешалкой:

1 – корпус, 2 – мешалка, 3 – рубашка, 4 – крышка

Зубчатая муфта не соединяет жестко вал с выходным валом редуктора, поэтому в стойке привода имеется стакан с двумя подшипниками, которые служат опорой для вала мешалки.

В приводе типа В выходной вал редуктора соединяется с цилиндрическим редуктором, а выходной вал цилиндрического редуктора с валом мешалки продольно-разъемной муфтой под крышкой реактора. В этом случае привод типа В имеет два редуктора.

При работе мешалки без концевого подшипника возможно появление крутильных колебаний консольного вала мешалки, являющихся следствием динамических нагрузок на вал от перемешиваемой среды, условий, закрепления вала в опорах, конструкции мешалки. Если вал с мешалкой не отбалансирован и в подшипниковых опорах его имеется люфт, то возможно отклонение нижнего конца вала на величину S (рис. 8.4). Крутильные колебания вызывают разнос подшипников и воздействуют на сальник. Концевой подшипник (рис. 8.5) устраняет крутильные колебания, улучшая работу сальника и подшипниковых опор.

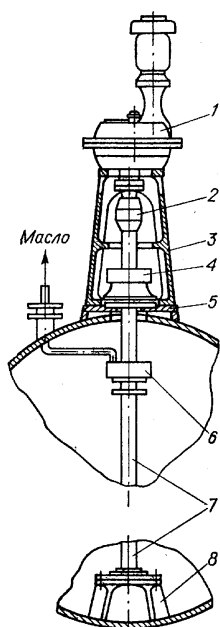


Рис. 8.3. Привод (тип А):
1 – редуктор, 2 – продольно-разъемная муфта, 3 – стойка привода, 6 – маслоуловитель, 7 – вал, 8 – концевой подшипник

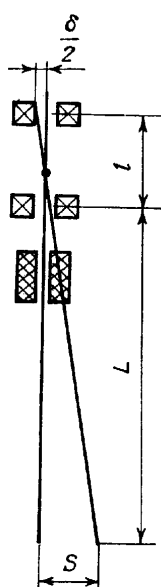


Рис. 8.4. Схема колебаний вала

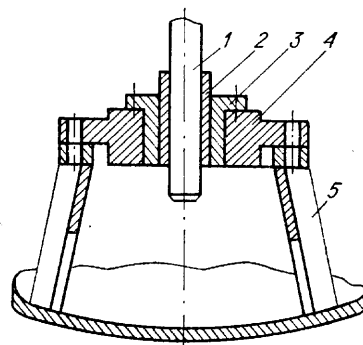


Рис. 8.5. Концевой подшипник:
1 – вал, 2 – вращающаяся втулка, 3 – невращающаяся втулка, 4 – съемная плита, 5 – стойка

Пара трения в подшипнике состоит из двух втулок, одна из которых приваривается к валу или стопорится на нем. Вторая втулка укрепляется в неподвижной плите подшипника. Плита является съемной, что облегчает смену изношенной втулки при ремонте. Втулки изготавливаются из бронзы, текстолита, капрона, фторопласта.

8.1.2. Трубочатые реакторы

Такие реакторы применяются для осуществления жидкофазных и газофазных реакций. В качестве примера: жидкофазных процессов можно привести синтез диметилдиоксана в производстве изопрена из изобутилена и формальдегида. Процесс ведется в реакторе, выполненном в виде кожухотрубного теплообменника, в трубах которого происходит реакция изобутилена с формальдегидом под давлением 2 МПа и при 100 °С в присутствии кислого катализатора. Другим примером может служить получение ацетальдегида окислением этилена в присутствии медно-палладиевого катализатора.

Газофазных реакций, проводимых в трубчатых реакторах, очень много. Например, такой реакцией является пиролиз углеводородов в трубчатых печах. Конструктивно трубчатые аппараты ничем не отличаются от аналогичных теплообменных аппаратов. Они могут быть кожухотрубными, типа "труба в трубе" и т.д. На рис. 8.6 показана схема трубчатого аппарата с циркуляцией реагентов.

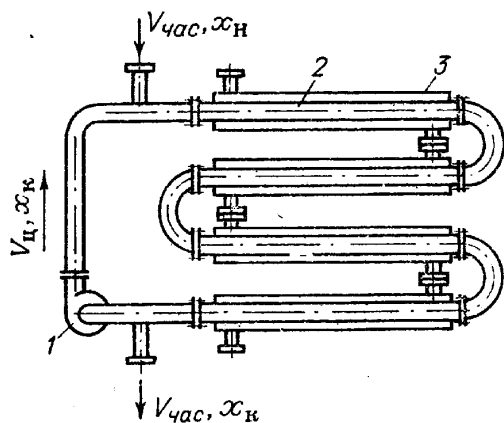


Рис. 8.6. Трубочатый аппарат с циркуляцией реагентов:

1 – насос, 2 – трубка, 3 – рубашка

Следовательно, циркуляция позволяет увеличить время пребывания при турбулентном режиме движения смеси.

Циркуляция имеет и недостатки: необходим дополнительный насос, увеличивается вредное влияние перемешивания реагентов.

8.1.3. Барботажные реакторы

Такие аппараты предназначены для взаимодействия жидкостей и газов. Контакт жидкой и газовой фаз может быть осуществлен:

- барботажем газа через жидкость (барботажные, пенные, эрлифтные);
- распыливанием жидкости в газе (механические и пневматические форсунки и т.п.);
- взаимодействием газа с пленкой жидкости (насадочные и пленочные аппараты).

В барботажных аппаратах газ диспергируется в жидкости и проходит слой барботируемой жидкости в виде пузырей.

Конструктивно барботажные реакторы оформляются в виде полых или секционированных колонн, либо в виде газлифтных и кожухотрубных аппаратов. Барботажные реакторы используются в промышленности ООС и в производстве мономеров: алкилирование бензола этиленом и пропиленом; окисления ацетальдегида в уксусную кислоту; окисление изопропилбензола до гидроперекиси и в ряде других случаев.

Основные типы применяемых в промышленности барботажных реакторов рассмотрим на ниже следующих примерах.

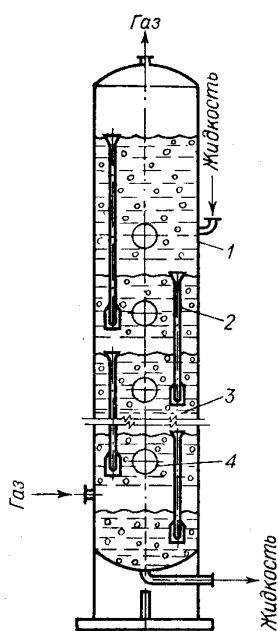


Рис. 8.7. Тарельчатая барботажная колонна для окисления изопропилбензола:

- 1 – корпус, 2 – переливная труба,
3 – тарелка, 4 – встроенный теплообменник

На рис. 8.7 представлена колонна для окисления и изопропилбензола. Колонна состоит из корпуса, тарелок с переливными трубами и теплообменных элементов. Тарелки делят объем колонны на несколько секций. Высота слоя жидкости на тарелках 1 м. Жидкость поступает в верхнюю секцию колонны и перетекает по сливным патрубкам в расположенные ниже секции. Из нижней секции отводится смесь, содержащая гидроперекись изопропилбензола. Воздух подается в нижнюю секцию, распределяется по колпачкам тарелки и проходит слой жидкости в виде пузырьков. Для снижения прогиба тарелка снабжена ребрами жесткости. Переливная труба 2 в верхней части имеет конус для увеличения периметра перелива, а в нижней части к трубе крепится на хомутах стакан для создания гидрозатвора.

В каждую секцию колонны встроен теплообменный элемент, для нагрева реакционной массы в пусковой период и отвода теплоты реакции во время работы. Рабочая характеристика колонны: диаметр – 2 м, высота 10 – 15 м, рабочая температура – 110 – 130 °С, давление 0,4 – 0,6 МПа. Для реактора окисления изопропилбензола секционирование дает эффект, поскольку продукт реакции – гидроперекись изопропилбензола неустойчива и скорость разложения тем выше, чем больше концентрация гидроперекиси. Так как барботаж воздуха способствует смешению сырья с продуктами реакции, то с целью уменьшения концентрации гидроперекиси в объеме реактора его секционируют. В этом случае гидроперекись имеет высокую концентрацию только в последних секциях. В первых по ходу продукта секциях концентрация гидроперекиси невелика и значит мала скорость разложения. Таким образом, секционирование позволяет уменьшить разложение гидроперекиси в первых секциях, и, следовательно, в общем по реактору.

8.1.4. Эрлифтные реакторы

В таких аппаратах достигается высокая степень контакта между газом и жидкостью. На рис 8.8. показан эрлифтный аппарат с соосной барботажной трубой. Реактор состоит из двух частей – барботажной и циркуляционной.

Циркуляция жидкости в таких аппаратах объясняется разностью статистических давлений столба жидкости в циркуляционной, $\Delta P_{\text{ц}}$, и барботажной, $\Delta P_{\text{в}}$, частях: $\Delta P = \Delta P_{\text{ц}} - \Delta P_{\text{в}}$. На выходе из барботажной трубы газ отделяется от жидкости. Между барботажной и циркуляционной частями аппарата должна осуществляться сепарация газа. Для соосного эрлифтного аппарата при скорости жидкости в циркуляционной трубе 25 м/с сепарация происходит не полностью, газовые пузыри захватываются потоком жидкости и, попадая в циркуляционную часть, создают дополнительное гидравлическое сопротивление, в результате чего скорость циркуляции уменьшается.

На рис. 8.9 показан многосекционный эрлифтный аппарат. В каждой секции многосекционного аппарата имеются циркуляционная и барботажная трубы. Газ подводится в каждую секцию по отдельному трубопроводу. Жидкость выводится из верхней части секции и подается в нижнюю ее часть. Газ собирается в верхней части секционного барабана и выводится по общему трубопроводу. Подобные реакторы применяются для процессов жидкофазного окисления углеводородов. Кроме того, они могут использоваться для процессов, при которых в жидкой

фазе протекает химическая реакция, и одновременно идет отгонка (или ректификация) образующегося продукта.

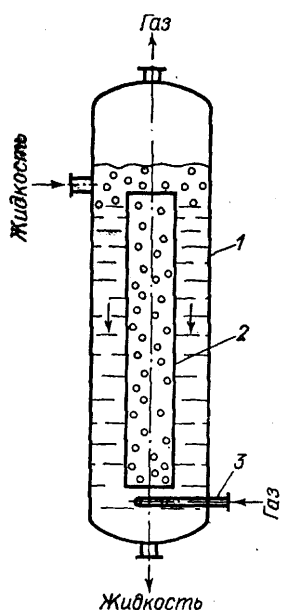


Рис 8.8. Эрлифтный аппарат с соосной барботажной трубой:
1 – корпус аппарата, 2 – соосная труба, 3 – барботер

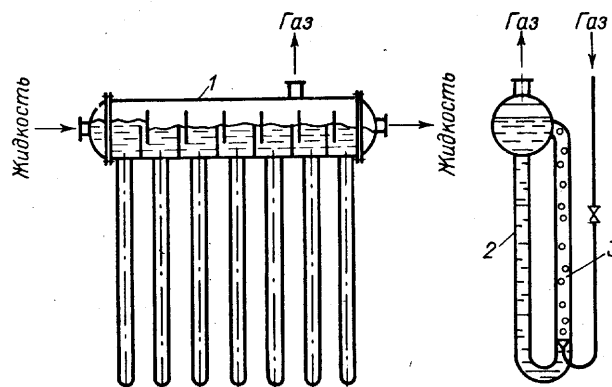


Рис. 8.9. Эрлифтный многосекционный аппарат:
1 – корпус аппарата, 2 – циркуляционная труба, 3 – барботажная труба

8.2. РЕАКТОРЫ ДЛЯ КОНТАКТНО-КАТАЛИТИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

По состоянию катализатора такие реакторы делят на следующие группы: аппараты с неподвижным слоем катализатора, аппараты с движущимся слоем катализатора, аппараты с кипящим (псевдоожиженным) слоем катализатора.

8.2.1. Реакторы с неподвижным слоем катализатора

Конструкция реактора с неподвижным слоем катализатора определяется главным образом способом подвода или отвода теплоты. По конструкции такие реакторы можно разделить на следующие группы:

- адиабатические аппараты без теплообмена в ходе процесса (конструктивно выполняется в виде шахтных или емкостных аппаратов);
- аппараты с делением слоя катализатора по сечению (конструктивно выполняется в виде трубчатых аппаратов с расположением

- катализатора в трубном межтрубном пространстве, а также в виде ретортных печей);
- аппараты с делением слоя катализатора по высоте на отдельные зоны (конструктивно выполняется в виде полочных аппаратов);
 - комбинированные аппараты, представляющие собой сочетание в общем корпусе аппаратов выше упомянутых групп.

Аппараты шахтного (емкостного) типа

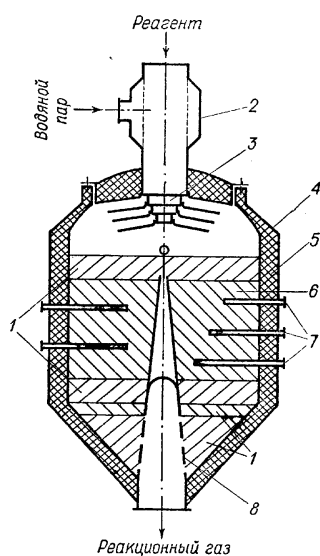


Рис. 8.10. Реактор для дегидрирования этилбензола в стирол:
 1 – инертная насадка, 2 – смеситель газов, 3 – распределитель газов, 4 – корпус, 5 – футеровка, 6 – слой катализатора, 7 – гильзы для термопар, 8 – перфорированный элемент

Примерами процессов, проводимых в аппаратах шахтного типа, являются: дегидрирование этилбензола в стирол, прямая гидратация этилена, дегидрирование бутиленов в дивинил.

На рис. 8.10 показан реактор шахтного типа для дегидрирования этилбензола в стирол. Аппарат состоит из корпуса 4 с внутренней футеровкой, устройства для смешения этилбензола с водяным паром 2, распределителя 3 реакционной смеси по сечению аппарата. Для измерения температур реагентов в слое катализатора 6 введены термопары 7. Для выравнивания потока реагентов служит слой инертной насадки. Вывод продуктов производится через конусный перфорированный элемент 8.

Реактор гидратации этилена

Корпус аппарата (рис. 8.11) выполнен цельнокованым. Высота реактора 10 м. В аппарат засыпан катализатор (инертный носитель, пропитанный фосфорной кислотой) и кольца Рашига в качестве подпорного слоя. Объем катализатора 8 м³. Для защиты корпуса от действия фосфорной кислоты аппарат облицован внутри листовой медью (3 мм). В штуцеры вставлены втулки из нержавеющей стали. Аппараты могут изготавливаться с верхней и нижней крышками. Возможность использования шахтного аппарата для этого процесса объясняется малой степенью превращения этилена за один проход (меньше 5 %) и, соответственно,

малым количеством выделяющейся теплоты. Температура на входе в реактор 280 °С, на выходе 300–315 °С, давление 8 МПа.

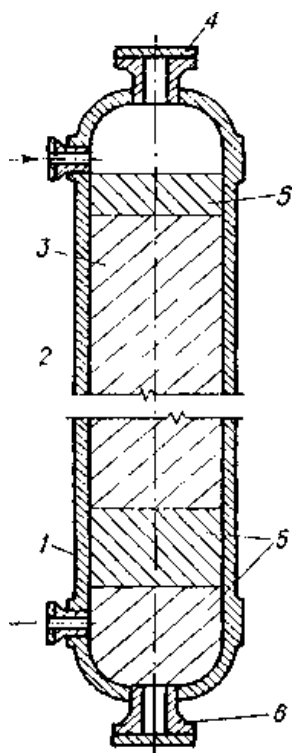


Рис. 8.11. Реактор для гидратации этилена:

1 – корпус, 2 – облицовка, 3 – слой катализатора, 4,6 – люки для загрузки и выгрузки катализатора, соответственно, 5 – слой инертной насадки

После выхода из слоя катализатора контактные газы необходимо быстро охладить для прекращения побочных реакций. Охлаждение контактных газов до 80 – 160 °С достигается во встроенном теплообменнике. Для компенсации температурных удлинений корпус теплообменника снабжен линзовым компенсатором. Общая высота аппарата – 6 м, высота слоя катализатора составляет всего 70 мм, высота слоя инертной пемзы – 30 мм. Высота трубок теплообменника 2,5 м. Диаметр реактора 1,6 м. Давление в нем 66,6 кПа.

В начальный период для пуска реактора включается электроспираль 2. Постепенно от тепла, выделяющегося при реакции, разогревается весь слой. После этого пусковая электроспираль выключается.

На рис. 8.13 показано опорное устройство для укладки слоя катализатора.

Контактный реактор для синтеза формальдегида

Реакция протекает по схеме:



Катализатором процесса является серебро, нанесенное на пемзу размером 3–5 мм. Количество серебра на носителе составляет 35–40% от веса всей контактной массы.

На рис. 8.12 изображен контактный аппарат для синтеза формальдегида. Смесь воздуха и паров СНОН входит в верхнюю часть аппарата, проходит конусную часть 1, служащую для выравнивания скоростей газов по сечению аппарата, и поступает в слой катализатора 3, расположенный на инертной насадке 4, которая укладывается на сетке. Газы в аппарат подаются при 100 – 110°С. Температура в слое катализатора равна 600 – 750 °С.

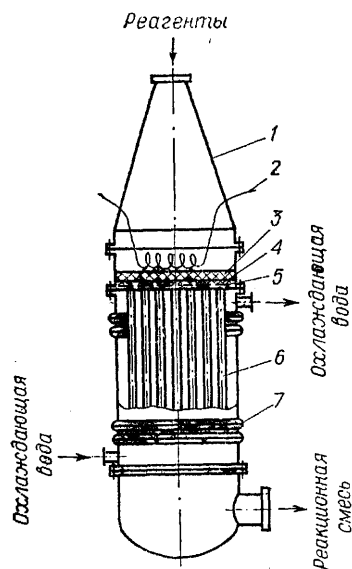


Рис. 8.12. Контактный аппарат для синтеза формальдегида:
 1 – конусная часть, 2 – пусковая электроспираль, 3 – катализатор, 4 – инертная насадка (пемза), 5 – сетка, 6 – трубки, 7 – линзовый компенсатор

С этой целью на трубную решетку помещается литой колосник 1, на который накладывается перфорированная плита 4, имеющая большое количество малых отверстий диаметров 6–8 мм, и только потом укладывается сетка 3. Чтобы исключить прорыв газа около стенок аппарата, края сетки загибаются вверх и прижимаются к стенке с помощью разжимного кольца. Поскольку химическая реакция протекает очень быстро, высота слоя катализатора оказывается очень малой.

Трубчатые и ретортные аппараты

Конструктивно реакторы этого типа могут быть выполнены в виде:

- трубчатого аппарата с охлаждающей рубашкой (аппарата кожухотрубного типа с размещением катализатора в трубках или в межтрубном пространстве);
- аппарата с двойными трубками, когда слой катализатора имеет кольцевое сечение;
- аппарата ретортного типа, когда слой катализатора имеет прямоугольное сечение.

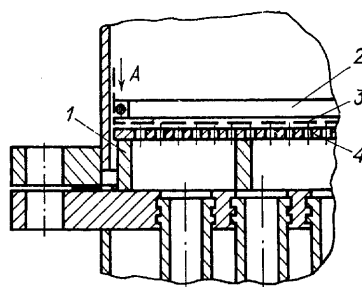


Рис. 8.13. Опорное устройство:
 1 – колосник, 2 – разжимное кольцо, 3 – сетка, 4 – перфорированная плита

Слой катализатора располагается на сетке с мелкой ячейкой. Непосредственная укладка сетки на трубную доску невозможна, так как необходимо отделить трубную часть аппарата, имеющую низкую температуру охлаждающей воды, от слоя катализатора с очень высокой температурой.

Реактор типа "труба в трубе"

Примером такого реактора является аппарат для полимеризации пропан-пропиленовой фракции, представленный на рис. 8.14.

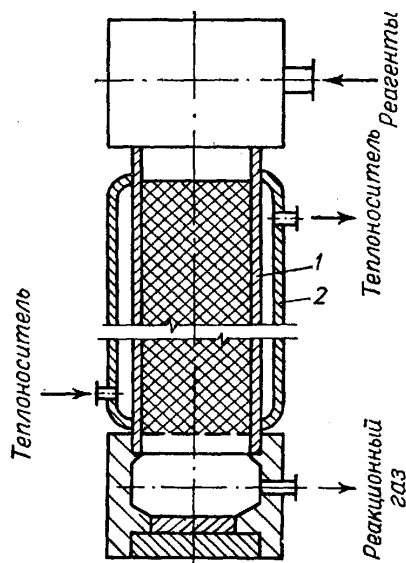


Рис. 8.14. Секция многотрубного аппарата типа «труба в трубе»: 1 – корпус, 2 – рубашка

Аппарат состоит из отдельных секций (обычно 12), работающих параллельно. На рис. 8.14 показана отдельная секция. Температура процесса 260 °С, давление 7 МПа. В качестве хладагента применяется кипящая вода под давлением, необходимым для получения требуемой температуры. При установке рубашек около каждой трубы появляется возможность использования рубашек меньшей толщины. Этим и объясняется применение аппарата типа "труба в трубе". Внутренний диаметр реакционной трубы составляет 150 мм. Высота отдельного элемента равна 14 м.

Достоинством данного аппарата является в возможности применения хладагента высокого давления. Недостатком является малая производительность аппарата, большая занимаемая площадь, неудобства выгрузки катализатора.

Трубчатый контактный реактор для дегидрирования циклогексанола

Аппарат имеет концентрические перегородки, обеспечивающие равномерный нагрев всех трубок, и сальник, выполняющий роль компенсатора температурных удлинений. Диаметр реактора – 1,8 м, высота 6,5 м, диаметр трубок – 57 мм. Процесс проводится при 450–460 °С и давлении 0,1 МПа.

Нагрев осуществляется дымовыми газами, требуемая температура которых (500 °С) достигается смешением топочных газов (1000 – 1100 °С) с отработанными газами.

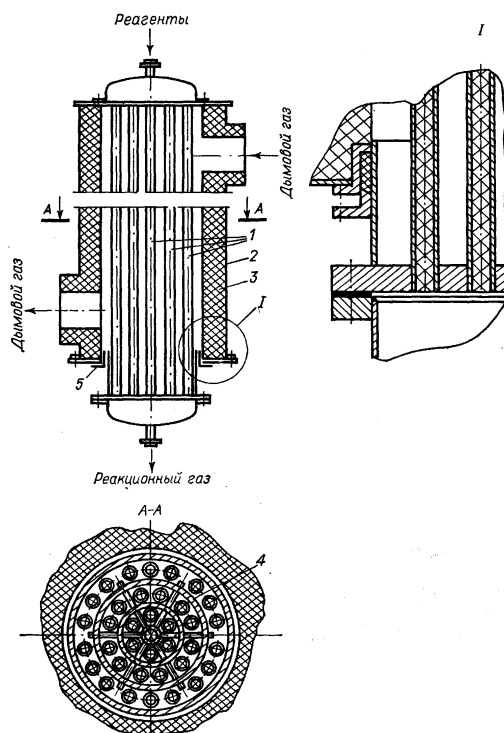


Рис. 8.15. Трубчатый контактный аппарат для дегидрирования циклогексанола:

1 – контактные трубки, 2 – корпус, 3 – футеровка, 4 – перегородка, 5 – сальник

Ретортная печь для синтеза дивинила

Ретортная печь (рис. 8.16), в которой объединены 24 реторты (имеются печи также на 16 и 30 и более реторт). Она предназначена для получения дивинила контактным разложением этилового спирта по способу С.В. Лебедева. Температура реакции 360 – 370 °С. Диаметр и высота реактора 6,5 м.

Основным элементом ретортной печи является реторта (рис. 8.17) прямоугольного сечения 800×1000 мм и высотой 5250 мм.

Особенность печи – размещение реторт в муфеле, теплота от стенок которого передается ретортам лучеиспусканием, в результате чего достигается более равномерный прогрев реторт, чем при пламенном обогреве.

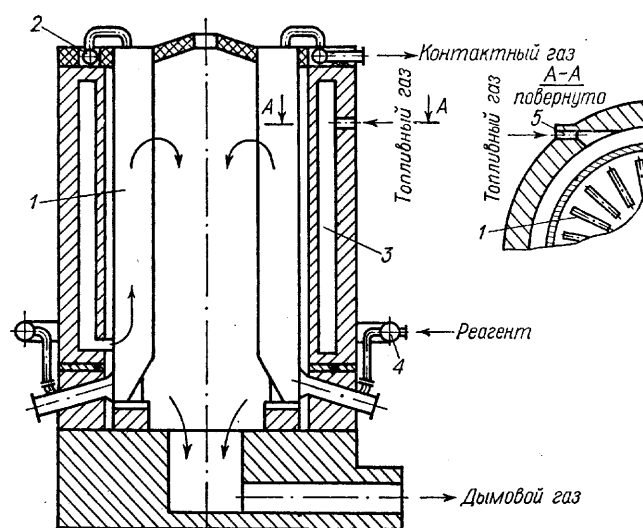


Рис. 8.16. Ретортная печь для синтеза дивинила:

1 – реторта, 2 – сборный коллектор на выходе продуктов, 3 – муфель, 4 – распределительный коллектор на входе реагентов, 5 – форсунка

Реакторы полочного типа

Деление слоя катализатора по высоте позволяет осуществить промежуточный подвод или отвод тепла по высоте слоя катализатора, подводить дополнительные количества реагентов или отводить конденсирующиеся продукты реакции.

На рис. 8.18 показан реактор синтеза метилового спирта. Диаметр реактора 0,8 м, высота 12 м. Реакция проводится под давлением 20 – 30 МПа при 400 – 420 °С. Полки с катализатором находятся внутри стакана, помещенного в корпус. Поступающие газы движутся в кольцевом зазоре между стаканами и корпусом, предохраняя последний от нагрева, а сами нагреваются до температуры реакции сначала в кольцевом пространстве между корпусом и стаканом, затем во встроенном теплообменнике в нижней части аппарата (на рис. 8.18 не показан), и, наконец, в центральной трубе.

Реакторы комбинированного типа

Примером аппарата комбинированного типа является контактный аппарат (рис. 8.19) для синтеза углеводородов из синтез-газа ($\text{CO} + \text{H}_2$). Реактор имеет прямоугольное сечение. Высота аппарата 2,5 м, размеры в плане 1,5×5,0 м. Слой катализатора пронизывает 600 горизонтальных трубок диаметром 30 мм. В свою очередь трубы пропущены через вертикальные пластины прямоугольного сечения и приварены к ним. Толщина пластин 1,6 мм, расстояние между ними 7,4 мм.

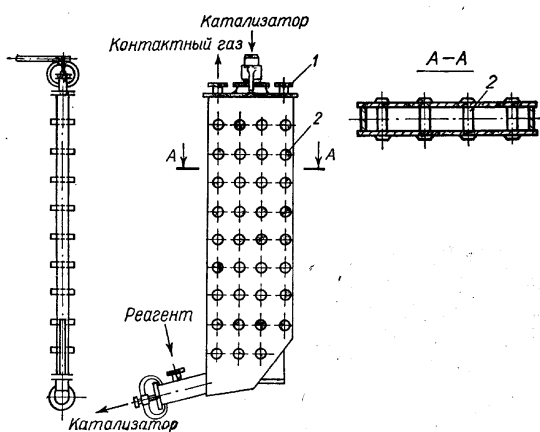


Рис. 8.17. Реторта:
1 – штуцер для гильзы термопары,
2 – тяги

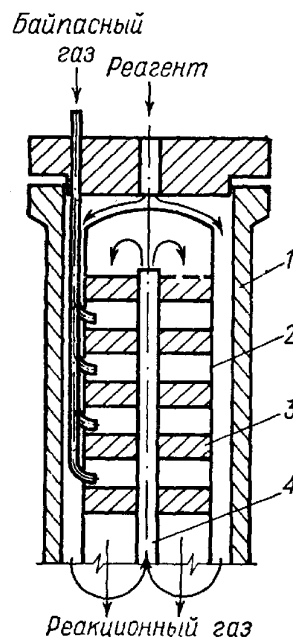


Рис. 8.18. Полочный реактор для синтеза метанола:
1 – корпус, 2 – стакан, 3 – полка с катализатором, 4 – центральная труба

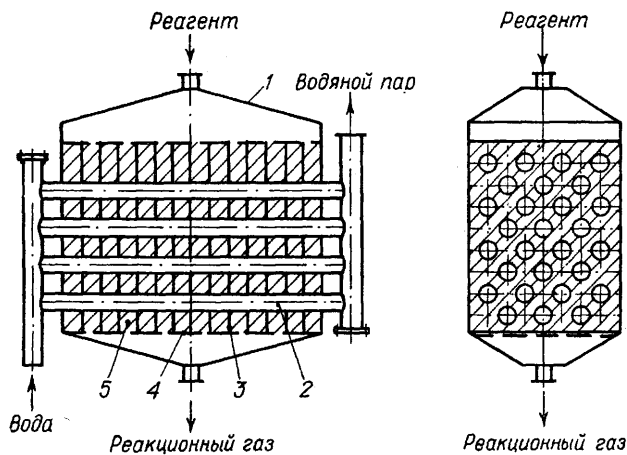


Рис. 8.19. Контактный аппарат для синтеза углеводородов из синтез-газа:
1 – корпус, 2 – трубка, 3 – пластина, 4 – ситчатое дно, 5 – катализатор

В пространство между трубками и пластинами засыпается катализатор таким образом, что слой катализатора оказывается поделенным в сечении пластинами, а по высоте – трубками. Пластины и трубки служат для отвода тепла, выделяющегося при реакции. Теплопроводность металлических пластин выше, чем теплопроводность слоя катализатора,

поэтому на больших удалениях от труб тепло от катализатора передается пластинам, а от пластин – трубам.

Процесс проводится при давлении 0,1 МПа и температуре 170 - 210 °С, тепло отводится водой, испаряющейся в трубках.

8.2.2. Реакторы с псевдооживленным слоем катализатора

Следует заметить, что аппараты с неподвижным слоем катализатора имеют ряд недостатков, а именно: периодичность работы (во многих случаях) вследствие отложений на катализаторе и необходимости переключения на регенерацию; большие градиенты температур в сечении и по высоте слоя вследствие малой теплопроводности слоя; высокое гидравлическое сопротивление слоя катализатора; неустановившийся выход в результате падения активности катализатора по мере его дезактивации. Указанных недостатков в значительной мере лишены реакторы с псевдооживленным слоем катализатора.

При продувании потока газа через слой мелкодисперсного катализатора, когда напор, теряемый газом при прохождении через слой, станет равным весу катализатора, частицы приподнимаются потоком газа, доля пустот между ними увеличивается, и частицы получают возможность свободного хаотического перемещения в пределах слоя. Слой таких движущихся частиц напоминает кипящую жидкость, поэтому он и называется кипящим, или псевдооживленным, слоем мелкодисперсных частиц.

Каталитический крекинг применяется для переработки керосиновых и соляровых дистиллятов прямой перегонки нефти. Продуктами крекинга являются бензин, газ, газойлевые фракции. При крекинге образуется большое количество кокса (5 – 8 % от веса исходного сырья). Кокс откладывается на поверхности катализатора, снижая тем самым его активность. При осуществлении крекинга в неподвижном слое катализатора крекинг и регенерация осуществляются в одном аппарате. Эти операции чередуются часто. Крекинг, регенерация и вспомогательные операции длятся по 10 мин. Крекинг идет с поглощением, а регенерация – с выделением теплоты. Поэтому в аппарате необходимо устанавливать теплообменные поверхности двух видов: для подвода теплоты при крекинге и для отвода теплоты при регенерации. По этим причинам установки с неподвижным слоем являются неэкономичными, и развитие получили установки с псевдооживленным или движущимся слоем катализатора. Ниже рассмотрим схемы установок с псевдооживленным слоем катализатора.

Реактор и регенератор могут быть расположены параллельно, т.е. на одном уровне, оси их параллельны и необходим двукратный подъем

катализатора – из реактора в регенератор и из регенератора в реактор. Возможно соосное расположение – регенератор размещается над реактором, оси их совпадают и необходим однократный подъем катализатора из реактора в регенератор, а из регенератора в реактор-катализатор поступает самотеком. Кроме того, можно применять одноаппаратные схемы, когда реакция и регенерация проводятся попеременно в одном и том же аппарате, т.е. аппарат выполняет роль реактора и регенератора. Такие схемы целесообразны, когда не требуется частая регенерация катализатора, например, для процессов окисления органических веществ кислородом воздуха. В этом случае наряду с реакцией непрерывно идет частичная регенерация катализатора, поскольку одним из реагентов является кислород воздуха.

На рис. 8.20 представлена схема установки для получения олефинов с расположением реактора и регенератора на одном уровне. Катализатор, циркулирующий между реактором и регенератором, подается в верхние части аппаратов по пневмотранспортным линиям, а выводится из нижних частей аппаратов. Для повышения селективности процесса аппараты разделены по высоте на ряд секций. Катализатор движется сверху вниз, проходя секции, образованные секционирующими тарелками провального типа.

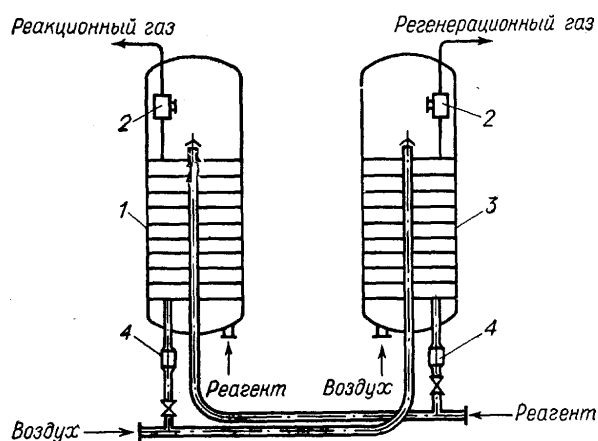


Рис. 8.20. Расположение реактора и регенератора на одном уровне:

- 1 – реактор, 2 – циклоны, 3 – регенератор,
4 – отпарные секции

Сырье поступает в нижнюю часть реактора. Часть сырья используется для транспорта катализатора из регенератора в реактор. В нижнюю часть регенератора подается воздух. Часть воздуха используется для транспорта катализатора из реактора в регенератор. В отпарные секции вводится перегретый водяной пар, либо дымовые газы, служащие для отдувки из пор катализатора углеводородов или кислорода.

Продукты и газы регенерации выводятся через систему двух или четырехступенчатых циклонов, служащих для улавливания частиц катализатора.

На рис. 8.21 показан совмещенный реакторно-регенераторный блок. При соосном расположении реактора и регенератора вместо двух пневмотранспортных линий с криволинейными участками имеется одна

прямая труба. Криволинейные участки подвергаются более интенсивному эрозионному износу, чем прямолинейные. Кроме того, труба проходит внутри аппаратов, в результате чего отсутствуют потери теплоты при транспорте катализатора. Расположение регенератора на большой высоте усложняет его монтаж, обслуживание и ремонт.

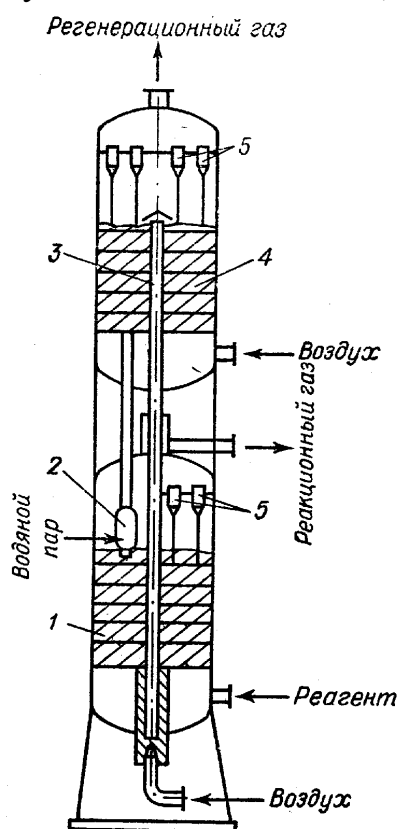


Рис. 8.21. Совмещенный реакторно-регенераторный блок:

- 1 – реактор, 2 – отпарная секция,
- 3 – пневмотранспортная труба,
- 4 – регенератор, 5 – циклоны

8.2.3. Реакторы с движущимся слоем гранулированного катализатора

На рис. 8.22 и рис. 8.23 представлены реакторы с движущимся катализатором.

Регенерированный катализатор из бункера 1 (рис. 8.22) по напорному трубопроводу 2 поступает в реактор 3. Сюда же вводится сырье прямогонные фракции нефти, керосиновые или тяжелые фракции процесса термического крекинга. Сырье и катализатор движется сверху вниз прямотоком. Продукты крекинга выводятся через газосборные трубы.

Достоинства аппаратов с псевдооживленным слоем катализатора: малый градиент температур; высокий коэффициент теплоотдачи от теплообменных поверхностей; малое гидравлическое сопротивление; подвижность слоя дает возможность организовать непрерывный процесс с постоянной циркуляцией катализатора. К недостаткам этих аппаратов следует отнести следующие: невозможность обеспечить высокую избирательность процессов, если не применять секционирования; существенная эрозия, которой подвергаются элементы аппаратов от псевдооживленных твердых частиц при высокой температуре.

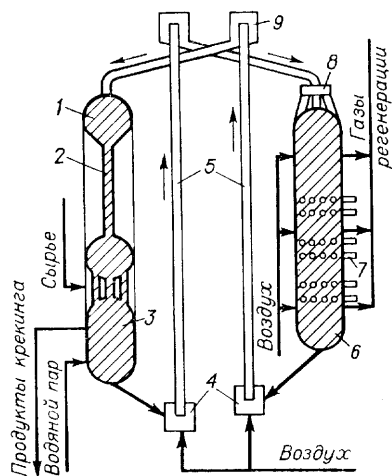


Рис. 8.22. Схема установки с движущимся катализатором:

- 1 – бункер; 2 – напорный трубопровод;
- 3 – реактор; 4 – дозер; 5 – пневмоподъемник; 6 – регенератор; 7 – змеевик водяного охлаждения; 8 – бункер – распределитель;
- 9 – сепаратор

Из нижней части реактора отводится катализатор, с поверхности которого углеводороды предварительно были десорбированны водяным паром. Продукты крекинга и водяной пар поступают затем на ректификацию. Закоксованный катализатор подается в дозер 4 и подогретым воздухом по пневмоподъемнику 5 транспортируется в сепаратор 9, откуда по катализаторопроводу ссылается в бункер регенератора. Воздух, отделившийся от катализатора, очищается от пыли в циклонах и выбрасывается в атмосферу.

В регенераторе 6 осуществляется выжиг кокса. Регенератор имеет от 9 до 14 зон регенерации. Каждая зона снабжена воздушным коллектором и воздухораспределительными коробами, газосборными коробами и газосборным коллектором. Таким образом, подача воздуха осуществляется в каждую зону воздуходувкой и в каждой зоне слой катализатора ограничивается снизу воздухораспределительными коробами, а сверху – газосборными коробами. В верхних зонах выделяющаяся теплота идет на нагрев катализатора, а в нижних зонах для исключения перегрева катализатора монтируются змеевики водяного охлаждения. Максимальная температура регенерации равна 700 °С, при более высокой температуре катализатор оплавляется. Газы регенерации (окись и двуокись углерода, водяной пар) выводятся в атмосферу через дымовую трубу. Регенерированный катализатор через дозер, пневмоподъемник и сепаратор передается в реактор. Для равномерного распределения катализатора по сечению в верхней части реактора (рис. 8.23) смонтировано выравнивающее устройство, состоящее из конуса 1 и распределительных труб 2, равномерно размещенных по окружности. В пространство между трубами вводятся пары сырья, подогретого в трубчатой печи до 450–500 °С. Продолжительность пребывания катализатора в реакционной зоне около 30 мин.

Отделение продуктов крекинга от катализатора осуществляется в газо-выводном устройстве, состоящем из вертикальных труб с колпачками. В трубе под колпачками просверлены отверстия, суммарная площадь которых подбирается так, чтобы исключить вынос парами мелких частиц катализатора, которые будут забивать ректификационные колонны. По трубам продукты реакции опускаются в пространство под трубной решеткой, откуда выводятся на дальнейшее разделение. В трубную решетку вмонтированы переточные трубы, по которым катализатор опускается в отпарную зону для удаления перегретым водяным паром адсорбированных катализатором углеводородов. Продолжительность отпарки 6–8 мин.

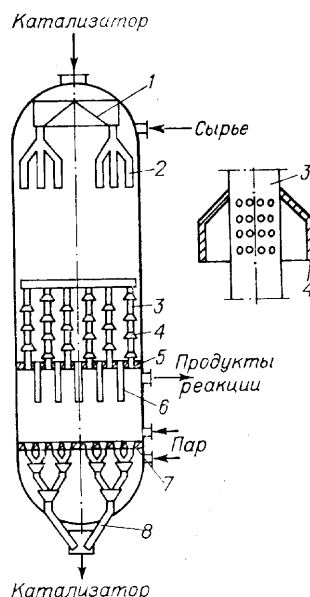


Рис. 8.23. Реактор с движущимся катализатором:

- 1 – конус; 2 – распределительные трубы; 3 – газосборная труба;
- 4 – колпачок; 5 – трубная решетка;
- 6 – переточная труба; 7 – решетка;
- 8 – катализаторопровод

Для равномерного отвода катализатора в нижней части реактора смонтировано выравнивающее устройство, состоящее из решетки 7 и катализаторопроводов 6. Катализаторопроводы (64 шт.) диаметром 108 мм, соединяясь между собой, переходят на выходе из реактора в катализаторопровод диаметром 300 мм. Циркуляция катализатора необходима для поддержания определенного уровня его активности в реакторе с движущимся или псевдооживленным слоем. Работа установок зависит от способа транспорта катализатора. Наиболее широко распространен транспорт в разреженной фазе. Система транспорта состоит из дозатора, пневмотранспортной трубы и сепаратора (рис. 8.24).

Дозер (рис. 8.25) предназначен для смешения катализатора с транспортирующим газом и регулирования количества циркулирующего катализатора. Основной поток воздуха, нагретого смешением с дымовым газом до 550 °С, равномерно распределяется по сечению пневмоподъемника с помощью выравнивателя – конусной вставки.

Вспомогательный поток воздуха (20 % общего расхода) захватывает частицы шарикового катализатора и направляет их при псевдооживлении к выходному отверстию пневмоподъемника, где они подхватываются основным потоком воздуха и транспортируются вверх. Изме-

нением расхода воздуха во вспомогательном потоке можно регулировать расход катализатора.

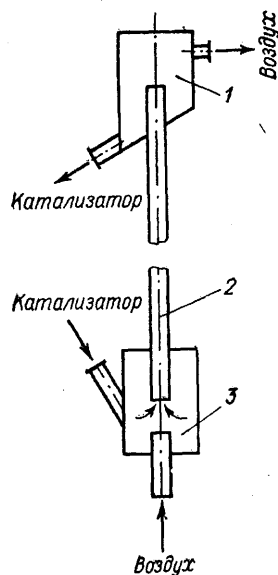


Рис. 8.24. Схема пневмотранспорта:
1 — сепаратор; 2 — пневмотранспортная труба; 3 — дозатор

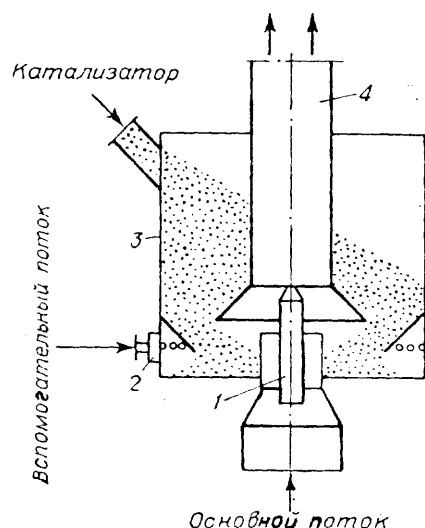


Рис. 8.25. Дозер:
1 — выравниватель; 2 — кольцевой распределитель; 3 — корпус дозора; 4 — пневмоподъемник

Объемная концентрация катализатора в пневмоподъемнике 2–4 %. Скорость витания шарикового катализатора 9–11 м/с. Для обеспечения скорости движения частиц катализатора, равной 15 м/с, скорость воздуха в пневмоподъемнике должна составлять 19–22 м/с. При более высоких скоростях возрастает износ катализатора.

8.3. РЕАКТОРЫ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

К реакторам высокого давления условно относят аппаратуру, работающую под давлением свыше 100 атм. Такие реакторы применяют в производствах мочевины, метанола, искусственного жидкого топлива и т.д.

Проектирование и изготовление аппаратов высокого давления является делом весьма ответственным. По конструкции реакторы высокого давления делятся на две группы: автоклавы — аппараты с перемешивающим устройством; колонные аппараты для проведения непрерывных процессов.

На рис. 8.26 показан литой автоклав. Он имеет емкость 3 м, рассчитан на давление 75 атм и предназначен для работы с коррозионно-активными веществами. В данной конструкции в корпус автоклава

вставлен вкладыш из кислотостойкой стали. Аппарат снабжен тяжелыми фланцами, в которых для облегчения, сборки вместо отверстий для болтов сделаны прорезы, куда вставляют болты с Т - образной головкой.

Автоклавы изготавливаются литыми со сферическими днищами. Герметичное соединение крышки с корпусом автоклава достигается с

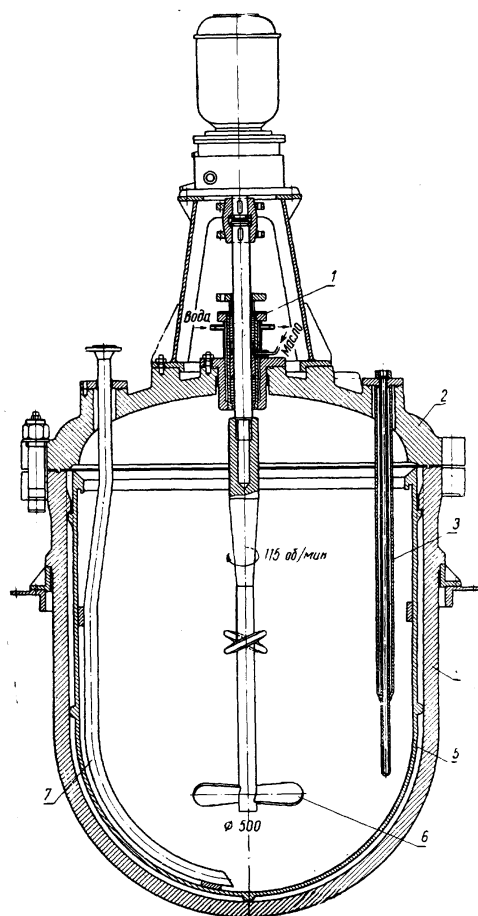


Рис. 8.26. Автоклав литой:
1 – сальниковое уплотнение; 2 – крышка; 3 – гильза для термометра; 4 – корпус автоклава; 5 – вкладыш из кислотостойкой стали; 6 – мешалка; 7 – труба передавливания

помощью байонетного затвора или фланцевого соединения типа "шип-паз". Для затягивания болтов применяются гайковерты с электро- или пневмоприводом. При давлениях более 100 МПа рекомендуется применять бессальниковый герметичный привод (рис. 8.27.).

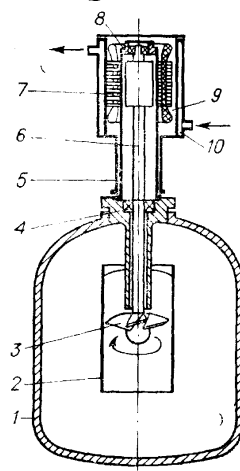


Рис. 8.27. Реактор с герметичным электроприводом:

1 – корпус; 2 – диффузор; 3 – мешалка; 4 – подшипник; 5 – горловина; 6 – ротор; 7 – статор; 8 – гильза; 9 – масляная ванна; 10 – водяная рубашка

В этом случае ротор электродвигателя крепят непосредственно на вал мешалки. Его отделяют от статора защитной гильзой и приводят в движение вращающимся магнитным полем статора.

На рис. 8.28, 8.29 показаны корпуса аппаратов высокого давления.

Колонны реакторов имеют небольшой диаметр (0,6–1,2 м) и большую высоту (10 – 18 м). Малый диаметр аппарата позволяет легче выдерживать давление (поскольку усилие, возникающее в металле кор-

пуса, пропорционально диаметру) и облегчает уплотнение (так как уменьшает его периметр). Корпус колонного аппарата изготавливается кованным из цельной стальной отливки. Фланцы колонн отковываются в месте с корпусом. Металл из центральной части отливки удаляется прошивкой. Кроме кованных корпусов, используются сварные и оплеточные корпуса. Более экономичны многослойные корпуса (рис. 8.29.), которые дешевле цельнокованных на 25–30 %. Многослойный корпус имеет внутреннюю гильзу из коррозионностойкой стали и несколько слоев углеродистой стали.

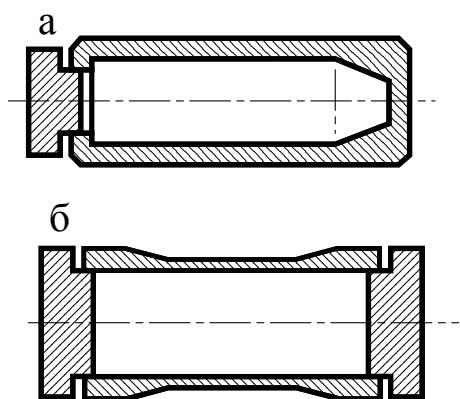


Рис. 8.28. Корпуса аппаратов высокого давления:
а – тип ГД; б – тип ЦЦ

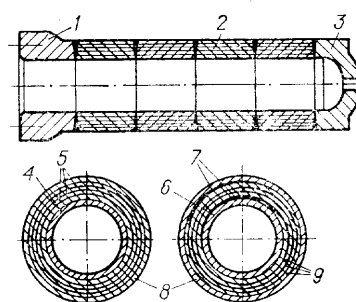


Рис. 8.29. Многослойный аппарат:
1 – фланец; 2 – царга; 3 – днище;
4, 6 – внутренняя обечайка;
5 – концентрические слои;
7 – клиновидные вставки; 8 – кожух;
9 – спиральные слои

Уплотнения реакторов высокого давления должны быть надежны в работе. Применяются уплотнения следующих видов: с мягкими металлическими прокладками прямоугольного, треугольного или овального сечений; конусные и двухконусные; с упругим металлическим кольцом.

В качестве прокладок используется медь, алюминий, мягкое железо. При соединении трубопроводов используется линзовое уплотнение. На рис. 8.30 и рис. 8.31 показаны затворы с принудительным уплотнением и с двухконусным obtюратором соответственно.

8.4. РЕАКТОРЫ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

В химической технологии ОС печи применяются для осуществления процессов пиролиза и термкрекинга нефтяных фракций, попутных газов нефтепереработки и природных газов с целью получения олефинов. Аппараты для термических процессов могут быть разбиты на следующие группы: трубчатые печи, аппараты окислительного пиролиза, аппараты плазменного типа, печи для получения сажи.

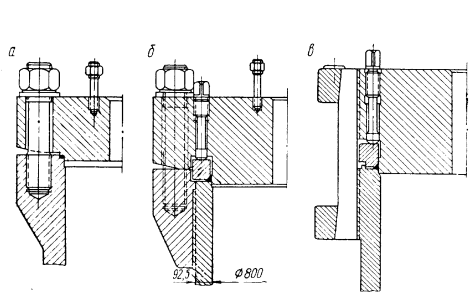


Рис. 8.30. Затворы с принудительным уплотнением:
a – с плоским obtуратором и уплотнением «в замок»; *б* – с треугольным obtуратором и прижимным кольцом;
в – с разъемной муфтой

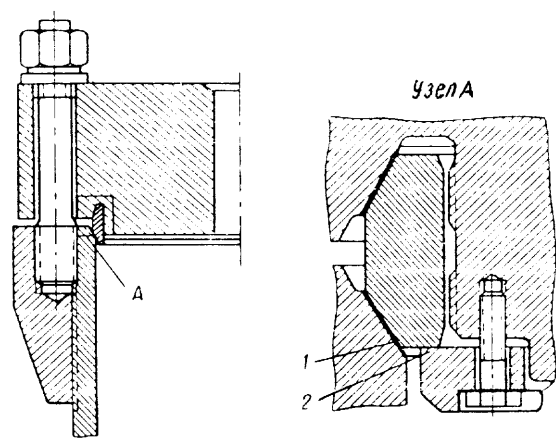


Рис 8.31. Затвор с двухконусным obtуратором:
 1 – листовой алюминий;
 2 – поддерживающее кольцо

8.4.1. Трубчатые печи

Трубчатые печи применяются в качестве нагревательных устройств и термических реакторов. Время пребывания в трубчатых печах составляет 0,5–8,5 с. Оптимальная массовая скорость газов составляет 130–160 кг/(м·ч). При увеличении времени пребывания усиливается образование кокса.

Конструктивно трубчатая печь состоит из двух камер – радиантной и конвекционной. В конвекционной камере, служащей для подогрева сырья, 65 % всей теплоты передается конвекцией и 35 % излучением от дымовых газов. Радиантная камера практически выполняет функцию реакционной части печи. В ней 90 % теплоты передается излучением, 10 % – конвекцией.

На рис. 8.32 представлена однокамерная трубчатая печь одностороннего облучения. Сырье последовательно проходит конвекционную и радиантную камеры, противотоком движутся дымовые газы. Факел имеет температуру 1300–1600 °С, дымовые газы на входе в конвекционную камеру – 700–800 °С, выходящий из конвекционной камеры газ – 350–500 °С.

Основным элементом печи является трубчатый змеевик, состоящий из труб длиной 6, 12, 18 м и соединительных элементов.

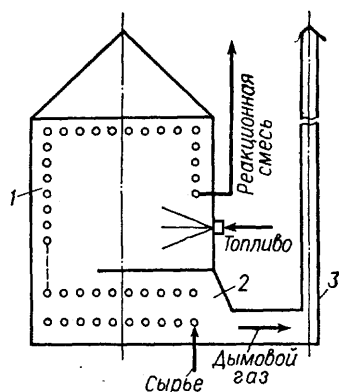
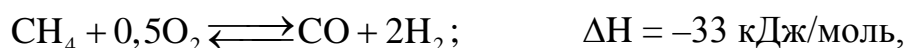
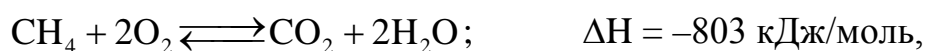


Рис. 8.32. Однокамерная трубчатая печь:

1 – радиантная камера, 2 – конвекционная камера, 3 – дымовая труба

8.4.2. Реакторы окислительного пиролиза

Окислительный пиролиз проводится в присутствии кислорода, который служит для получения необходимой температуры (1400–1600 °С) за счет частичного сжигания углеводородов. При этом протекают следующие реакции:



Аппарат для окислительного пиролиза представлен на рис.8.33. Он имеет зону смешения, в которой происходит смешивание метана с кислородом, реакционную зону и зону закалки реакционных газов. Зона смешения отделена от зоны реакции огнепреградительной решеткой толщиной 200–500 мм и с отверстиями диаметром 8–10 мм. Длина реакционной зоны составляет всего 150 мм. В конце ее продукты встречаются с потоками воды, разбрызгиваемой форсунками. Вследствие этого температура газов резко снижается и дальнейший процесс разложения углеводородов прекращается. При скорости газов 50 м/с и длине реакционной зоны 150 мм время реакции, составит $\tau = \frac{0,15}{50} = 0,003 \text{ с}.$

Это оптимальное время контакта, так как с возрастанием τ увеличивается распад ацетилена на водород и сажу. Давление в реакторе 30–40 кПа.

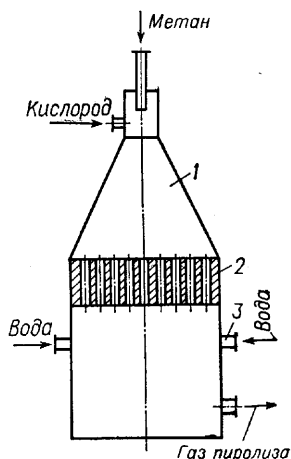


Рис. 8.33. Реактор окислительного пиролиза:

- 1 – зона смешения;
- 2 – огнепреградительная решетка;
- 3 – форсунка

На рис. 8.34 показана конструкция печи для получения сажи. Температура, необходимая для проведения процесса, обеспечивается сжиганием природного газа в камере горения. Сюда же впрыскивается подогретое сырье.

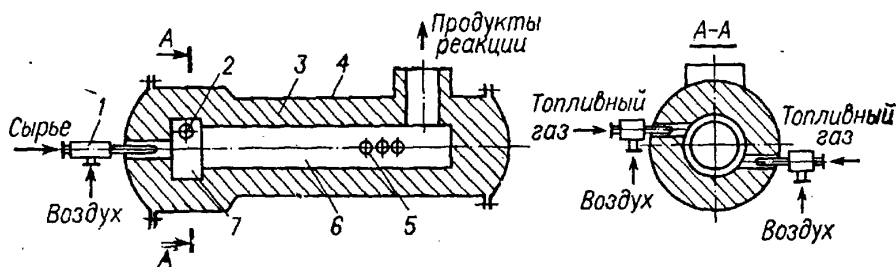


Рис. 8.34. Печь для получения сажи:

- 1 – форсунка для распыления сырья;
- 2 – форсунка для сжигания газа;
- 3 – футеровка;
- 4 – металлический корпус;
- 5 – форсунка для впрыска воды;
- 6 – реакционная труба;
- 7 – камера реакции

Распыленное сырье получает теплоту горячего газа излучением, испаряется и воспламеняется, но не сгорает полностью. Пройдя участок диффузионного горения, оно разлагается в реакционной камере. Диаметр реакционной камеры 0,3–1,5 м, длина 3–15 м. Процесс ведется при 1300–1500 °С и 30 кПа в течение 0,05 с. Закалка газов осуществляется впрыскиванием воды, в результате чего температура снижается до 700 °С и процесс прекращается.

Температура реагентов на входе в аппарат 600 °С, в зоне реакции – 1500 °С. После закалки газы имеют температуру 80 °С. Недостатком процесса является необходимость использования чистого кислорода, сжигание части сырья.

8.4.3. Печь для получения сажи

Сажа применяется в резиновой, лакокрасочной, полиграфической и других областях промышленности. В качестве сырья для производства сажи используется масла нефтяного и коксохимического происхождения.

8.5. ПОДБОР ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

К вспомогательному оборудованию относят все аппараты и машины, кроме реактора, изображенные на технологической схеме. Производительность машин, аппаратов и их количество должны обеспечить заданную мощность производства целевого продукта с учетом необходимого резерва по графику планово-предупредительного ремонта. Наиболее часто встречаются следующие виды аппаратов и машин: емкости, теплообменники, ректификационные колонны, насосы, компрессоры и другие. Исходные данные для выбора определяются по укрупненным показателям.

Емкости

К емкостной аппаратуре относятся сборники, центробежные сепараторы, сферические и цилиндрические резервуары, отстойники, разделительные сосуды, мерники и другие.

Требуемый объем емкостной аппаратуры определяют по формуле

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho \cdot \varphi}, \quad (8.1)$$

где G – часовая производительность по продукту, для которого предназначена емкость (берется из материального баланса); τ – время, на которое рассчитывается расход жидкого продукта (берется по технологическим соображениям); ρ – плотность жидкости; φ – коэффициент заполнения емкости, обычно $\varphi = 0,6 - 0,8$.

Далее следует выбрать соответствующую емкость из нормального ряда по ГОСТу и указать ее характеристики:

- объем, м³;
- диаметр, мм;
- длина цилиндрической части, мм;
- материал, из которого изготовлен аппарат;
- рабочее давление, МПа;
- рабочая температура, °С;
- изолируется аппарат или нет.

Как правило, проектировщики применяют стандартную теплообменную аппаратуру. Выбор теплообменников производят по величине поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t}, \quad (8.2)$$

где Q – тепловая нагрузка (берется из данных теплового баланса); K – коэффициент теплопередачи, принимается по справочным данным или

производственной технической документации; Δt – определяется на основе норм технологического режима.

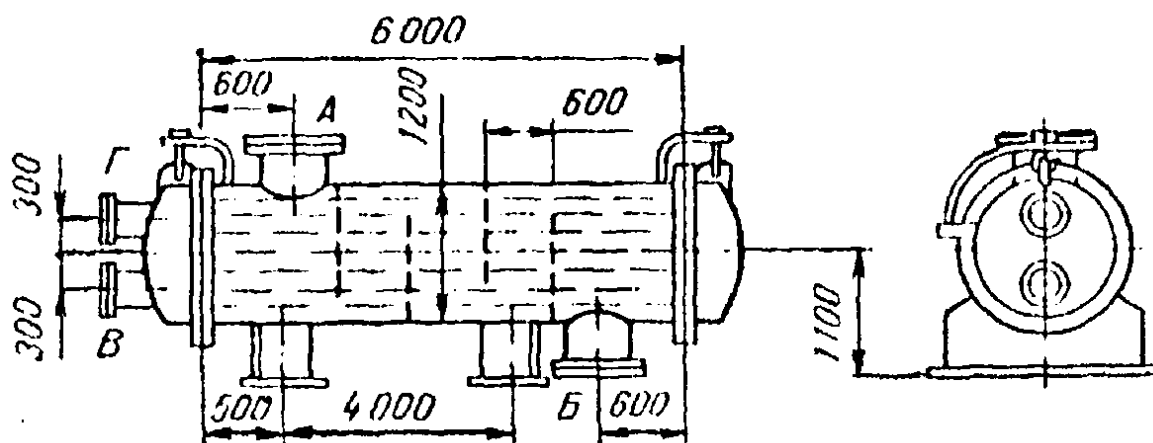
На основе определенной величины F выбирается по каталогу тип и размеры теплообменников, указывается материал и количество единиц.

В том случае, когда необходимо использовать новый материал, при заказе теплообменника за рубежом, когда не стандартизовано сочетание крышек теплообменника, занижены диаметры штуцеров или недостает нужного штуцера, прибегают к разработке специального технического проекта аппарата. Исходные данные для проектирования включают:

- назначение аппарата;
- расчетную поверхность теплопередачи;
- среднюю температуру стенки корпуса (например, температура обечайки);
- среднюю температуру стенки, разделяющей теплообменивающие среды (например, температура стенки трубки кожухотрубчатого теплообменника);
- давления во всех частях теплообменника;
- часовые расходы теплообменивающих потоков;
- принятые скорости потоков в теплообменнике;
- схемы теплообмена;
- сведения о коррозионных свойствах теплообменивающих сред;
- допустимые потери давления в потоках.

При разработке аппарата вначале выбирают тип теплообменника, рассчитывают его наиболее характерные размеры, определяют основные и вспомогательные штуцеры и их размеры, разрабатывают вспомогательные устройства и приспособления и выбирают конструкционный материал. Далее переходят к составлению задания на разработку технического проекта теплообменника.

Задание на разработку технического проекта теплообменника состоит из эскиза аппарата (план и вид сбоку) с размерами: диаметров кожуха, длиной трубок, расстоянием от штуцеров на кожухе до трубных решеток, расстоянием между опорными лапами, расстоянием от оси горизонтального аппарата до низа лап, расстоянием от верхней трубной решетки вертикального аппарата до низа лап, расстоянием между перегородками межтрубного пространства, таблицы штуцеров. В задание также входит техническая характеристика. Пример задания на разработку технического проекта теплообменника приведен на рис. 8.35.



Техническая характеристика

Расчетная поверхность теплообмена, м ²	200
Рабочее давление, кгс/см ² : в трубном пространстве	3,5
в межтрубном пространстве	0,5
Разность температур стенок, трубок и обечайки, °С	20
Температура, °С: в трубном пространстве	25
в межтрубном пространстве	80
Среда – неагрессивная	
Размеры трубок, мм	25x2
Число трубок	283

Таблица штуцеров

Условное обозначение	Назначение штуцера	Условный проход, мм	Уплотнительная поверхность
A	Вход газа	200	Шип-паз
B	Выход газа	200	Шип-паз
B	Вход воды	100	Гладкая
Г	Выход воды	100	Гладкая

Рис. 8.35. Пример задания на разработку теплообменника

Колонные аппараты

Колонная аппаратура предназначена для разделения смесей соединений органической природы. Как правило, для вновь проектируемого производства они изготавливаются по индивидуальному проекту. Целью расчета ректификационных колонн является определение параметров технологического режима и размеров аппарата. К параметрам режима относятся: рабочее давление в аппарате; температуры входа и выхода различных материальных потоков; расход теплоты на испарение остатка и расход холода на конденсацию дистиллята.

Основными параметрами, определяющими заданное разделение в процессе ректификации, являются флегмовое число (кратность орошения) и число ректификационных тарелок. Для бинарных смесей минимальное флегмовое число определяется по формуле

$$R_{min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (8.3)$$

где x_P , y_F^* , x_F – мольные концентрации низкокипящего компонента в жидком дистилляте, равновесной паровой фазе сырья, жидкой фазе сырья соответственно.

Оптимальное флегмовое число находится из выражения

$$R_{opt} = R_{min} \cdot K, \quad (8.4)$$

где $K = 1,15 \div 1,55$ – для колонн, работающих при атмосферном и повышенном давлении и $K = 1,3 \div 2,6$ – для вакуумных колонн.

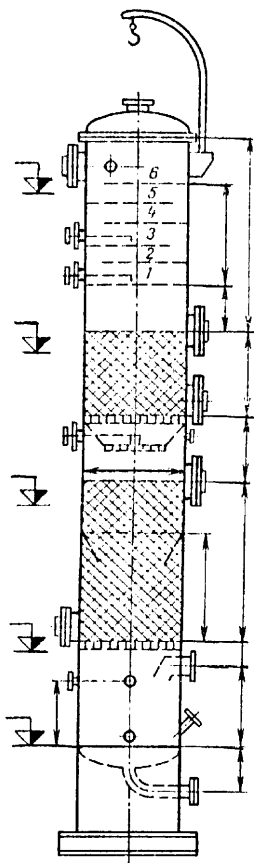
Следующий этап расчета – определение числа теоретических и действительных тарелок. При ректификации бинарных смесей число теоретических тарелок находят, решая совместно уравнения равновесия фаз, материального и теплового балансов и используя графический метод расчета. Для ориентированного определения диаметра колонн D (в м) используют выражение

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot w}}, \quad (8.5)$$

где V – объемный расход паров в расчетном сечении колонн, м³/с, w – допустимая скорость паров в колонне, м/с.

В процессе конструирования колонны проектировщик выполняет ее эскиз (вид сбоку и один или несколько планов), являющейся графической частью задания на разработку технического проекта (рис. 8.36). Кроме того, задание состоит из описи присоединительных штуцеров, технических условий и специальных требований. В технические условия входят: рабочая температура верха и низа колонны, рабочее давление, характеристика коррозионной агрессивности перерабатываемых веществ и рекомендации по применению конструкционных материалов, характеристика барботажных тарелок и их количество и т.д. В специальных требованиях указывается место и способ установки колонны (в помещении, вне его, на какой отметке), климатические и сейсмические особенности района, особые условия испытания и т.п.

На рис. 8.36 показан пример задания на разработку колонны.



Задание на разработку колонны поз.

Технические условия:

Рабочая температура: верх

ниж:

Рабочее давление:

Агрессивность среды:

Рекомендуемый материал:

Тип тарелок:

Тип насадки:

Специальные условия:

Колонна устанавливается вне помещения на отметке

...

Сейсмичность района – ... баллов

Колонна теплоизолируется, толщина изоляции – мм

На указанных отметках предусмотреть косынки для установки обслуживающих площадок; полезная нагрузка на площадки – ..., кгс/м²

Грузоподъемность крана-укосины – ..., кгс

Таблица штуцеров

<i>Условные обозначения</i>	<i>Назначение штуцера</i>	<i>Условный проход, мм</i>	<i>Тип фланцевого уплотнения</i>

Рис. 8.36. Пример задания на разработку колонны

Насосы

Насосы служат для перекачки жидких веществ. Выбор насосов зависит от количества и характеристик перекачиваемой жидкости, определяемых вязкостью, температурой, давлением, плотностью, а также исходя из необходимого напора.

Зная требуемые производительность и напор насоса с учетом физико-химических свойств и коррозионной агрессивности перекачиваемого продукта по каталогам и номенклатурным перечням машиностроительных заводов подбирают насос и соответствующий ему электродвигатель.

Компрессоры

Они используются для сжатия технологических газов, например, в реакции оксосинтеза, пиролиза, каталитического крекинга и т.д. Наиболее часто применяют центробежные и поршневые компрессоры.

Основными техническими характеристиками компрессоров являются: тип перекачиваемого газа, производительность при условиях всасывания, абсолютное давление (начальное и конечное).

Располагая сведениями о подробном количестве и свойствах перекачиваемого газа, о необходимом давлении сжатия, проектировщик по каталогам подбирает соответствующую машину по каталогам.

Центрифуги

Центрифуги предназначены для разделения жидких неоднородных смесей под действием центробежной силы. Для выбора центрифуги необходимо знать ее производительность, конечную влажность продукта, фактор разделения, способ загрузки, способ выгрузки, характеристику разделяемой смеси.

9. ТРУБОПРОВОДНЫЕ СИСТЕМЫ В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Трубопроводные системы включают в себя: трубы и их фасонные части, детали для соединения и крепления трубопроводов, компенсаторы температурных удлинений. Ниже будут рассмотрены элементы трубопроводной системы.

9.1. ТРУБЫ И ИХ ФАСОННЫЕ ЧАСТИ

Трубы являются основной частью трубопроводов. Их изготавливают из стали, чугуна, цветных металлов, стекла, керамики, фарфора, полимеров. Наиболее широкое применение все же находят стальные трубы. Стальные трубы бывают сварными и бесшовными. Сварные имеют продольный или спиральный шов, поэтому они менее надежны в работе. К этим трубам относятся водо-газопроводные и электросварные. Водо-газопроводные трубы применяются для воды, сжатого воздуха, газа, пара низкого давления и других нейтральных сред при температуре от -15 до $+200^{\circ}\text{C}$. Они выпускаются для давлений до 1 МПа (обыкновенные) и до 1,6 МПа (усиленные).

Бесшовные трубы более надежны. Они используются для транспортировки разнообразных продуктов, в том числе взрывоопасных, ядовитых и корродирующих веществ при температуре от -180 до $+800^{\circ}\text{C}$ и давлением до 200 МПа. Их изготавливают из сталей различных марок (Ст10, Ст20, ст. 15ХМ, Х18Н10Т и т.д.).

При проектировании к трубопроводам предъявляются следующие требования:

- надежность и минимум расчетных затрат,
- унификация узлов и деталей,
- быстрое включение в работу,
- уменьшение тепловых потерь в трубах,
- снижение шумовых эффектов,
- уменьшение длины труб и соответственно гидравлических сопротивлений.

Выбор труб и определение их диаметра проводится в следующей последовательности. Вначале собирают исходные данные, такие как рабочие параметры процесса (температура и давление), параметры транспортируемой среды (часовой расход, вязкость, плотность), сведения о коррозионных, токсических и пожарных свойствах внешней и транспортируемой среды, назначение рассчитываемого участка трубо-

провода и технологические требования, предъявляемые к материалу труб.

После этого выбирают материал труб. Выбор зависит от условного давления, химической агрессивности транспортируемой среды и т.д. При наличии нескольких видов материала, годных для изготовления трубопровода, предпочтение отдают наиболее дешевому и наименее дефицитному.

После этого переходят к гидравлическому расчету трубопровода. Основной целью такого расчета является определение диаметра трубопровода при условии постоянства расхода жидкости или газа, либо определение диаметров отдельных участков с разным часовым расходом. Одновременно определяют потери напора на отдельных участках. Приблизительно диаметр трубопровода определяют, задаваясь скоростью или допустимыми потерями напора. Эти величины связаны с диаметром соотношения вида:

$$w_{\text{доп}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}, \quad (9.1)$$

$$h_{\text{доп}} = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d_s} + \sum \xi_i \right) \cdot \frac{8 \cdot V^2}{\pi^2 \cdot D^4 \cdot g}, \quad (9.2)$$

где V – секундный расход, м³/с; $w_{\text{доп}}$ – допустимая скорость, м/с; $h_{\text{доп}}$ – допустимая потеря напора, м; ξ_i – коэффициент местных сопротивлений; D – диаметр трубопровода, м.

Таким образом, рабочее проектирование сводится к подбору соответствующих элементов системы по действующим стандартам и нормам.

Трубы соединяются между собой и с арматурой. Их окрашивают в зависимости от назначения в определенный цвет (табл. 9.1).

Трубные соединения делятся на разъемные и неразъемные. К неразъемным относятся соединения пайкой, сваркой и склеиванием. Стальные, алюминиевые, свинцовые и титановые трубы чаще всего соединяются сваркой встык (рис. 9.1). Трубы из цветных металлов, их сплавов и пластмасс соединяются пайкой внахлест или склеиваются с помощью подвижных муфт.

Для чугунных, керамических, гранитовых труб используют раструбные соединения (рис. 9.2). Раструбное соединение относится к разъемным соединениям. Оно может быть разобрано путем разрушения элементов, заполняющих раструб. Гладкий конец одной трубы вставляется в раструб другой. Кольцевое пространство заполняется пеньковой прядью, а затем увлажненным цементом.

Цвета окраски трубопроводов

Материальный поток	Цвет окраски
Вода производственная	Черный без полос
Азот	Черный с коричневыми полосами
Вакуум	Белый с желтыми полосами
Вода горячая	Зеленый с красными полосами
Водород	Темно-зеленый
Воздух сжатый	Синий
Канализация	Черный с желтыми полосами
Кислоты крепкие	Красный с белыми полосами
Кислоты разбавленные	Красный с двумя белыми полосами
Пар насыщенный	Красный с желтыми полосами
Хлор	Защитный с зелеными полосами
Щелочи крепкие	Вишневый без полос
Щелочи разбавленные	Вишневый с белыми полосами

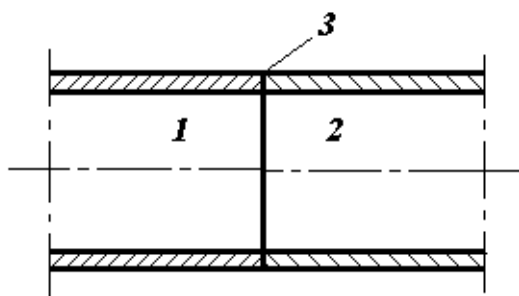


Рис. 9.1. Соединение труб стык:
1,2 – трубы; 3 – сварной шов

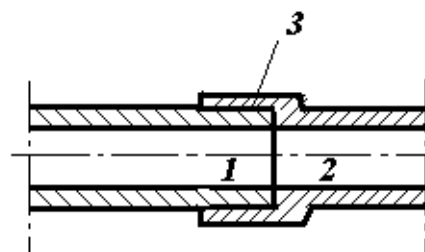


Рис. 9.2. Раструбное соединение:
1,2 – трубы; 3 – набивка

Резьбовое соединение применяется для стальных труб, но иногда и для винипластовых (рис. 9.3). Наиболее распространенным разъемным соединением труб является фланцевое (рис. 9.4). Конструкция фланцев меняется в зависимости от материала трубы, рабочего давления в трубопроводе, температуры рабочей среды и от других факторов.

Для соединения отдельных отрезков труб или при переходе с одного диаметра на другой используют фасонные части (рис. 9.5). К ним относятся: отвод (а), колено (б), двойник (в), тройник (г), крестовина (д), переход (е). Колена, отводы и угольники применяют для изменения направления трубопровода, переходы – для соединения труб разного диаметра, а тройники и крестовина – для создания одного или двух ответвлений.

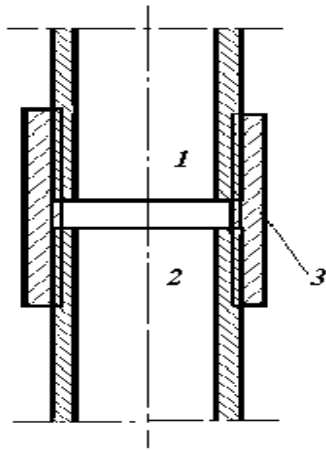


Рис. 9.3. Резьбовое соединение:
1,2 – трубы; 3 – муфта

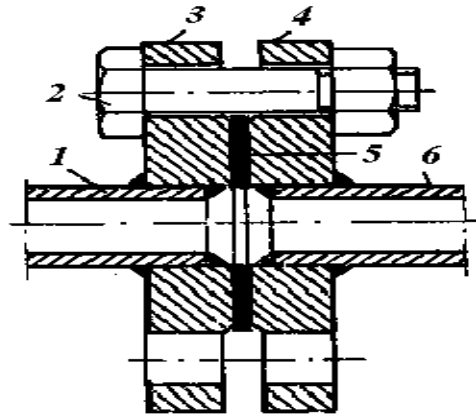


Рис. 9.4. Фланцевое соединение:
1,6 – трубы; 2 – болт; 3,4 – фланцы;
5 – прокладка

Соединяемые части изготавливают путем сгибания труб или сварки заготовок из листового материала или отрезков труб.

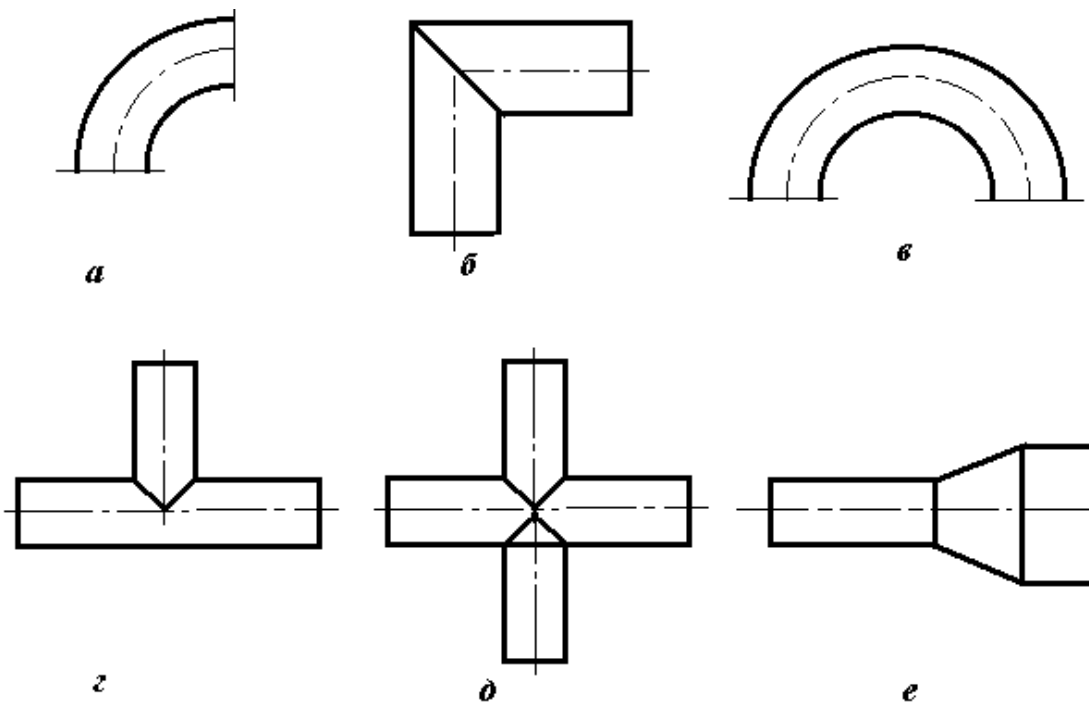


Рис. 9.5. Фасонные части трубопроводов

Поскольку трубопроводы подвержены колебаниям температуры в зависимости от времени года, температуры среды и состояния теплоизоляции, то для компенсации температурных удлинений в трубопроводе предусматривают компенсаторы. Конструкции наиболее распространенных компенсаторов приведены на рис. 9.6.

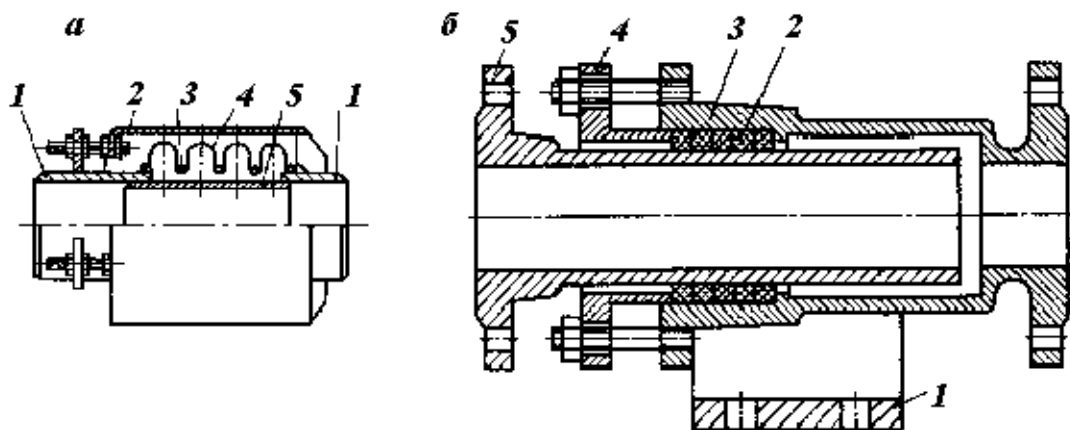


Рис. 9.6. Компенсаторы:

- а – волнообразный: 1 – трубы; 2 – кожух; 3 – ограничительные кольца;
 4 – гофрированный гибкий элемент; 5 – стакан;
 б – сальниковый: 1 – опора; 2 – набивка; 3 – корпус сальника; 4 – грунд-букса;
 5 – внутренняя труба

9.2. ТРУБОПРОВОДНАЯ АРМАТУРА

Трубопроводная арматура – это все механизмы и устройства, предназначенные для полного или частичного отключения отдельных участков трубопровода, предотвращения обратного тока жидкости или газа, а также опасного повышения давления. Арматура включает в себя: вентили, задвижки, краны, предохранительные клапаны, обратные клапаны. Арматура любого класса включает три основных элемента: корпус, привод и рабочий орган (запорный, регулирующий и т.д.), состоящий из седла и перемещающегося или поворачивающегося относительно него затвора (золотника).

Ниже приводится краткая характеристика каждой группы арматуры.

9.2.1. Вентили

Вентили являются основными запорными устройствами трубопроводов для жидкостей и газов при любых давлениях и весьма высоких температурах. Их изготавливают из чугуна, стали, пластмасс и других материалов. Они отличаются надежностью в работе, герметичностью, а также плавной регулировкой величины прохода, но имеют относительно высокое напряжение и большие габариты. Вентили представляют собой запорную арматуру с затвором в виде плоской или конической тарелки (золотника), которая перемещается возвратно-поступательно вместе со шпинделем относительно седла (рис. 9.7).

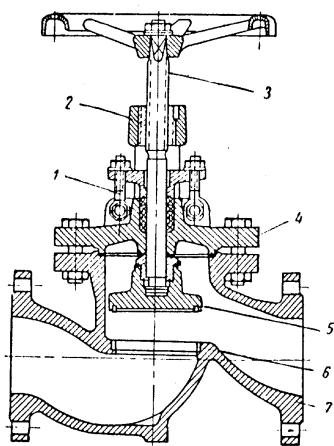


Рис. 9.7. Вентиль с прямым шпинделем:

1 – сальник; 2 – ходовая гайка; 3 – шпиндель; 4 – крышка; 5 – клапан; 6 – седло клапана; 7 – корпус

9.2.2. Задвижки

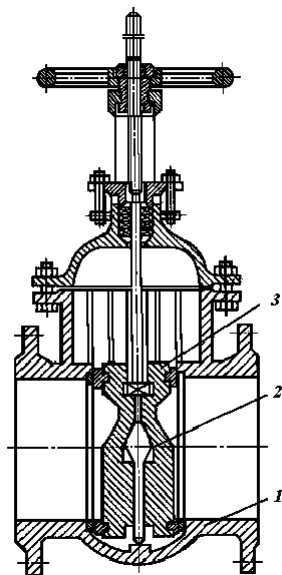


Рис. 9.8. Задвижка параллельная:
1 – корпус; 2 – клин; 3 – шибер

Вентили выполняются с ручным управлением или с электроприводом. Вентили на трубопроводе устанавливаются так, чтобы среда в них попадала из-под золотника. Область применения вентиляей весьма обширна.

Задвижки служат запорными устройствами на трубопроводах среднего и большого диаметра (от 50 до 200 мм и выше) основными преимуществами задвижек по сравнению с вентилями являются малое сопротивление и сравнительно небольшая строительная длина. Однако герметичность запорных органов задвижек ниже герметичности вентиляей соответственного диаметра. Задвижки разделяются на параллельные и клиновые. На рис. 9.8 приведена задвижка параллельная.

В клиновых – уплотняющие кольца корпуса расположены под углом, диск имеет форму клина и при закрытии плотно прижимается к кольцам. В параллельных – уплотнительные кольца расположены параллельно, а диск состоит из двух тарелок, между которыми помеща-

ется клин. При опускании диска клин распирает тарелки и прижимает их к уплотняющим кольцам.

9.2.3. Краны

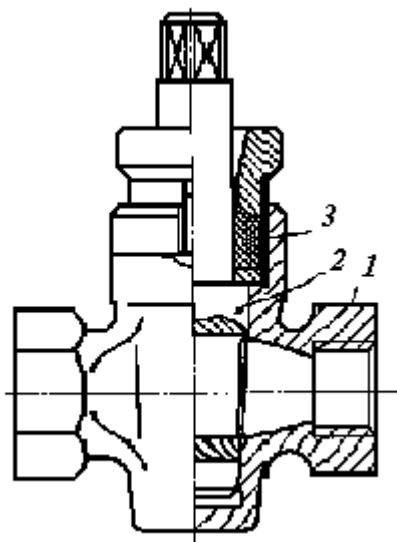


Рис. 9.9. Конический пробковый кран:
1 – корпус; 2 – пробка; 3 – сальник

Краны применяют в качестве запорной арматуры на трубопроводах диаметром до 200 мм, предназначенных для транспортирования жидкостей, легко застывающих продуктов и взвесей при температуре до 100 °С и давлении до 0,1 МПа. Применяются натяжные (для газов) и сальниковые краны с муфтовым и фланцевым присоединением. По направлению движения продукта различают краны проходные и трехходовые. На рис. 9.9 показан конический пробковый кран.

Краны дают возможность пропускать жидкости, содержащие взвеси и кристаллы и создают небольшое гидравлическое сопротивление.

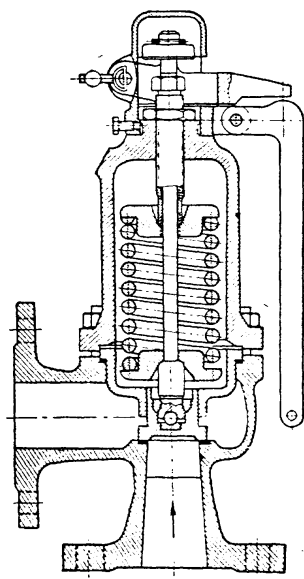


Рис. 9.10. Пружинный предохранительный клапан

9.2.4. Предохранительные, обратные клапаны и другая арматура

Они предназначены для защиты трубопроводной системы от повышения давления выше предельно допустимого. При повышении давления в аппаратах сверх установленной нормы клапан открывается и сбрасывает часть пара (или газа) в атмосферу или в специальную выхлопную линию.

В зависимости от способа уравнивания давления различают клапаны рычажные (грузовые) и пружинные. На рис. 9.10 показан пружинный предохранительный клапан. Усилие пружины действует на шток, связанный с тарелкой клапана. Натяжение пружины регулируется с помощью гайки. Клапан имеет рукоятку для принудительного открытия, которое проводят периодически для проверки его работы.

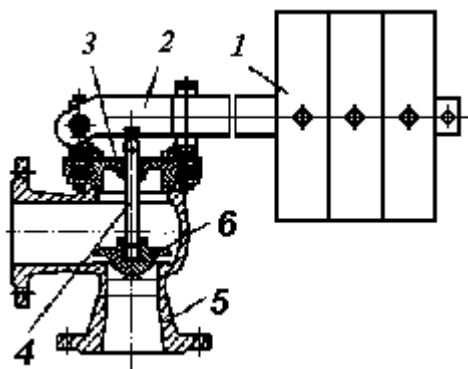


Рис. 9.11. Рычажно-грузовой клапан:
1 – груз; 2 – рычаг; 3 – крышка; 4 – шток;
5 – корпус; 6 – золотник

В грузовом клапане (рис. 9.11) усилие на тарелку передается с помощью груза, закрепленного на конце рычага. Всю рычажно-грузовую систему помещают в закрытый кожух, исключающий возможность изменения регулировки. Обратные клапаны служат для пропуска среды в одном направлении.

В зависимости от принципа действия различают клапаны, закрывающиеся за счет веса тарелки (рис. 9.12,а), и с пружинным прижимом. Обратный клапан, закрывающийся за счет веса тарелки, может быть установлен только на горизонтальных участках трубопроводов. Клапан-захлопка (рис. 9.12,б) имеет тарелку, поворачивающуюся на петлях.

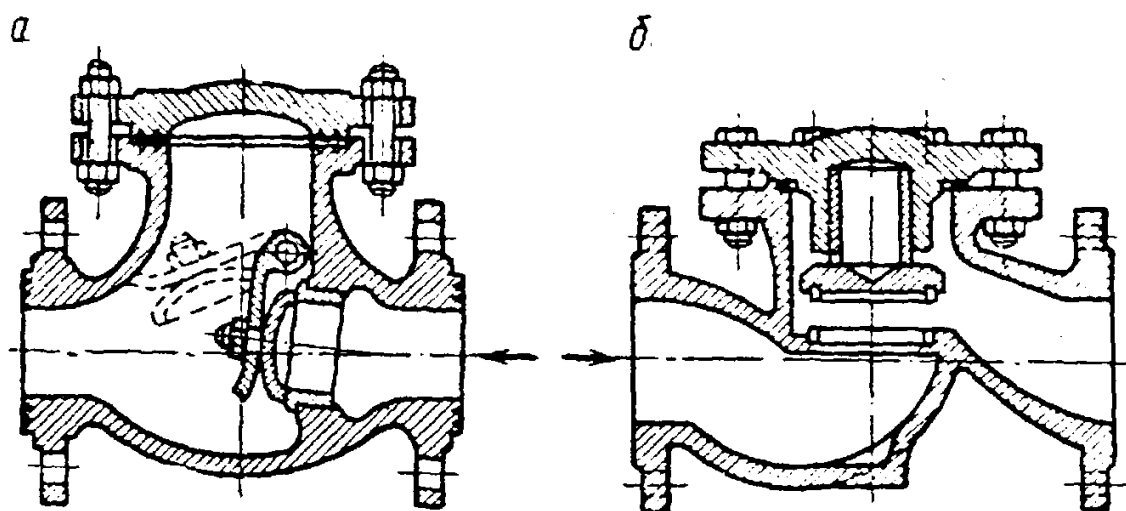


Рис. 9.12. Обратные клапаны:
а – закрывающийся за счет веса тарелки; б – клапан-захлопка

Наряду с перечисленными основными типами трубопроводной арматуры необходимо отметить некоторые виды специальной, к которой относятся, например, указатели уровня, пробно-спусковые краны, конденсатоотводчики, редукционные клапаны, смотровые фонари и т.д.

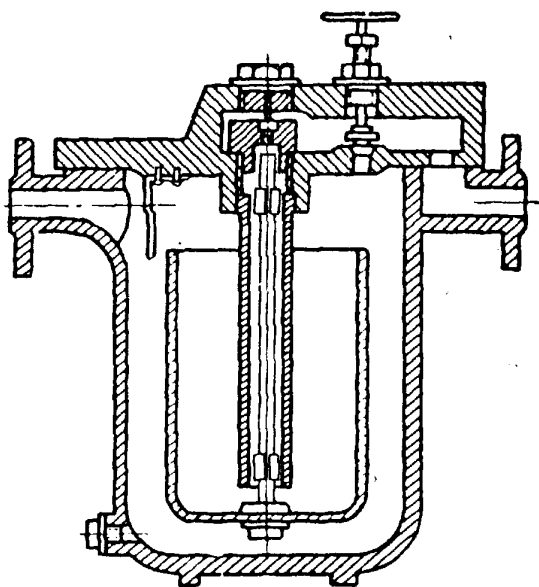


Рис. 9.13. Конденсатоотводчик с открытым поплавком

На рис. 9.13 показан конденсатоотводчик с открытым поплавком. Клапан, запирающий выходное отверстие, соединяется с поплавком, имеющим вид стакана. Когда конденсат попадает в горшок, поплавок всплывает и запирает выходное отверстие. При наполнении горшка конденсат переливается в стакан и топит его, выходное отверстие при этом открывается, часть конденсата за счет давления пара выбрасывается из горшка. По мере опорожнения стакана он снова всплывает, и клапан закрывает отверстие.

Пробно-спускные краны служат для проверки наличия жидкости в резервуарах и сосудах. Указатели уровня применяются для наблюдения за уровнем жидкости в резервуаре и сосудах.

Конденсатоотводчики устанавливают на отводных линиях из теплообменников и калориферов, обогреваемых паром. Их назначение – пропускать образующиеся конденсат и не пропускать пар.

10. КОМПОНОВКА ПРОИЗВОДСТВ ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА

10.1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Современное химическое производство – это комплекс зданий и инженерных сооружений, в которых размещается оборудование, предусмотренное технологической схемой производства, оборудование вспомогательного назначения, а также ряд административно-хозяйственных помещений.

Под компоновкой цеха или его объемно-планировочным решением понимается как сам процесс проектирования, во время которого определяются состав помещений, их размеры и рациональное взаимное расположение, так и его результат в виде чертежей поэтажных планов и разрезов.

В зависимости от конкретных условий технологическое оборудование можно располагать на открытых площадках и сооружениях и в закрытых производственных зданиях. Соответственно различают открытый и закрытый варианты компоновки цеха.

На рис. 10.1 показана компоновка производства, размещенного в одном закрытом корпусе. Из разреза видно, что весь корпус состоит из двух основных частей разной высоты. В низкой части находятся вспомогательные и обслуживающие помещения: приточная и вытяжная вентиляционные камеры 11, трансформаторная подстанция 12, операторная 9, анализаторная 10, ремонтно-механическая мастерская 15, кладовая 16, бытовые 17 и административно-хозяйственные помещения 18, на втором этаже этой части корпуса размещена цеховая лаборатория 14. Все помещения имеют выход в центральный коридор. Из коридора через шлюз 19 с постоянным подпором воздуха можно попасть в высокую часть корпуса, в которой расположены основные производственные помещения. Это компрессорный зал 2, аппаратные отделения 4, насосная 3, тепловой пункт 5, венткамеры 11. На второй этаж аппаратных отделений и в лабораторию можно подняться по лестницам 21.

На рис. 10.2 показан пример компоновки основных производственных помещений корпуса по открытому варианту. Технологическое оборудование располагается на нулевой отметке, а также на перекрытиях железобетонной этажерки. Колонные аппараты устанавливаются по обеим сторонам этажерки.

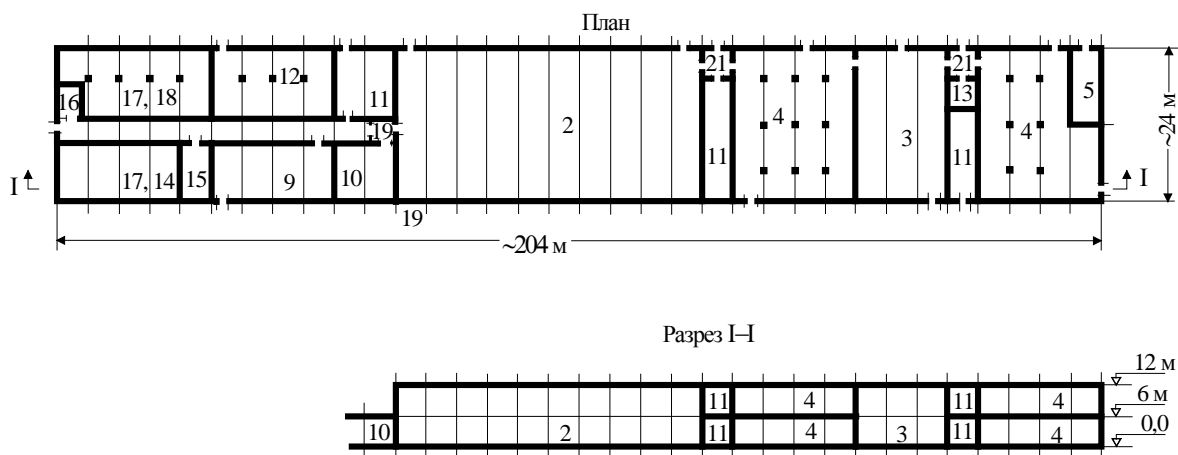


Рис. 10.1. Компоновка цеха (закрытый вариант):

- 2 – компрессорный зал; 3 – насосное отделение; 4 – аппаратное отделение;
- 5 – тепловой пункт; 9 – операторная; 11 – вентиляционные камеры;
- 12 – трансформаторная подстанция; 14 – цеховая контрольная лаборатория;
- 15–21 – административно-хозяйственные и обслуживающие помещения.

Пунктирными линиями обозначена площадь, которую необходимо оставить незастроенной для монтажа колонн. Справа от этажерки расположены резервуары прицехового склада сырья 1. Слева к этажерке примыкает одноэтажное здание, в котором размешены операторная 9, кладовая 16, санузел 17, кабинет начальника и механика цеха 18, анализаторная 10, водоколлекторная 6 и парокolleкторная 7. Под этажерку встроены: помещение распределительного пункта 13, помещение конденсатоотводчиков 8, венткамера 11 и подстанция 12.

Таким образом, разработка объемно-планировочного решения цеха состоит из следующих этапов:

- изучения принципиальной технологической схемы;
- сбора сведений о характере и размерах оборудования, закладываемого в проект;
- определения состава помещений в зависимости от характера производства и требований генерального плана завода;
- сбора сведений о монтажных средствах на предприятии, для которого проектируется данное производство;
- группировки оборудования и распределения его по производственным помещениям с учетом направления технологического потока, а также условий монтажа и эксплуатации;
- выбора варианта компоновки и определения размеров основных производственных помещений;

- определения основных мер по охране труда и технике безопасности, влияющих на компоновку;
- обеспечения путей дальнейшего расширения цеха;
- выполнения компоновочных чертежей цеха (планов и разрезов).

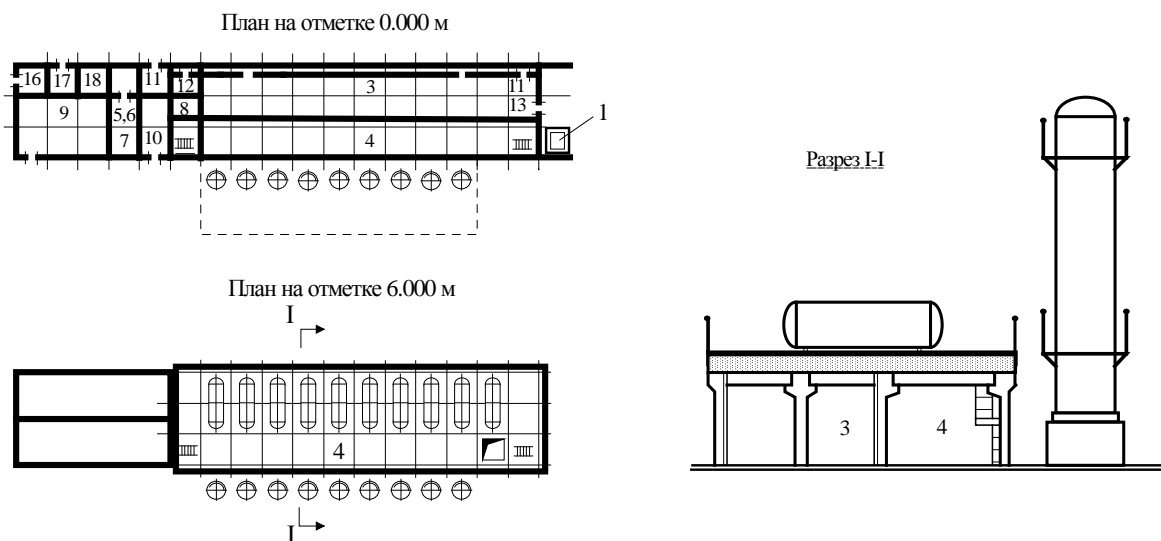


Рис. 10.2. Компоновка цеха (открытый вариант):

3 – насосное отделение; 4 – аппаратное отделение; 6 – водоколлекторная; 10 – анализаторная; 11 – вентиляционные камеры; 12 – трансформаторная подстанция; 13 – электросборка; 16–18 – обслуживающие помещения

В зависимости от размеров цеха и сложности, его компоновки чертежи выполняются в масштабе 1:100 или 1:200. На них должно быть показано все оборудование и даны указания об основных статистических и динамических нагрузках.

Компоновочные чертежи являются исходным материалом для архитектурной проработки зданий и сооружений проектируемого производства.

10.2. ПРИНЦИПЫ ГРУППИРОВКИ ОБОРУДОВАНИЯ

Прежде всего, необходимо выделить оборудование, которое может быть полностью размещено на открытых площадках, и то, для которого достаточно соорудить частичное укрытие (например, кубовая часть колонны).

Сгруппировать аппараты и машины, в процессе эксплуатации которых наблюдается значительное выделение пыли, сильная вибрация и выделение веществ, агрессивных по отношению к строительным конструкциям. Объединить в группы аппараты, размещаемые на наружных установках, снабжаемые водой. Полученные группы распределяются по соответ-

вующим производственным помещениям: аппаратным, компрессорным, насосным, наружным установкам и т.п.

Все тяжелое крупногабаритное оборудование должно быть установлено как можно ниже. С этой целью иногда целесообразно менять самоотечную систему подачи орошения на принудительную, размещая дефлегматоры на первом или втором этаже. На этом же уровне следует располагать оборудование, нуждающееся в частом ремонте, чистке, регулировке.

Основным критерием оценки расположения оборудования является стройность, симметричность, максимальная упорядоченность размещения всех аппаратов и машин. В каждом производственном помещении они должны образовывать вертикальные и горизонтальные ряды с одним или несколькими продольными основными проходами шириной 1,5–2,0 м и удобными подходами к каждому агрегату, ширина которых не менее 0,8 м. При установке оборудования необходимо предусматривать:

- основные проходы по фронту обслуживания щитов управления, (при наличии постоянных рабочих мест) шириной не менее 2 м;
- основные проходы по фронту обслуживания и между рядами машин (компрессоров, насосов и т.п.) при наличии постоянных рабочих мест не менее 1,5 м;
- проходы между компрессорами шириной не менее 1,5 м, а между насосами – не менее 1 м;
- свободный доступ к отдельным узлам управления аппаратами;
- наличие ремонтных площадок с размерами, достаточными для разборки и чистки аппаратов и их частей (без загромождения рабочих проходов, основных и запасных выходов и площадок лестниц).

Машины и аппараты, обслуживаемые подъемными кранами, следует размещать в зоне приближения крюка крана. Размещение технологического оборудования над вспомогательными и бытовыми зданиями и помещениями и под ними не допускается!

10.3. ЧЕРТЕЖИ ОБЪЕМНО-ПЛАНИРОВОЧНОГО РЕШЕНИЯ

По мнению специалистов, целесообразен выпуск совмещенных чертежей компоновки и размещения оборудования. Для этого по заданию технологов строители разрабатывают и вычерчивают архитектурно-строительные чертежи (планы и разрезы). На этих чертежах должны быть нанесены все строительные конструкции и проведена разбивка осей (рис. 10.3).

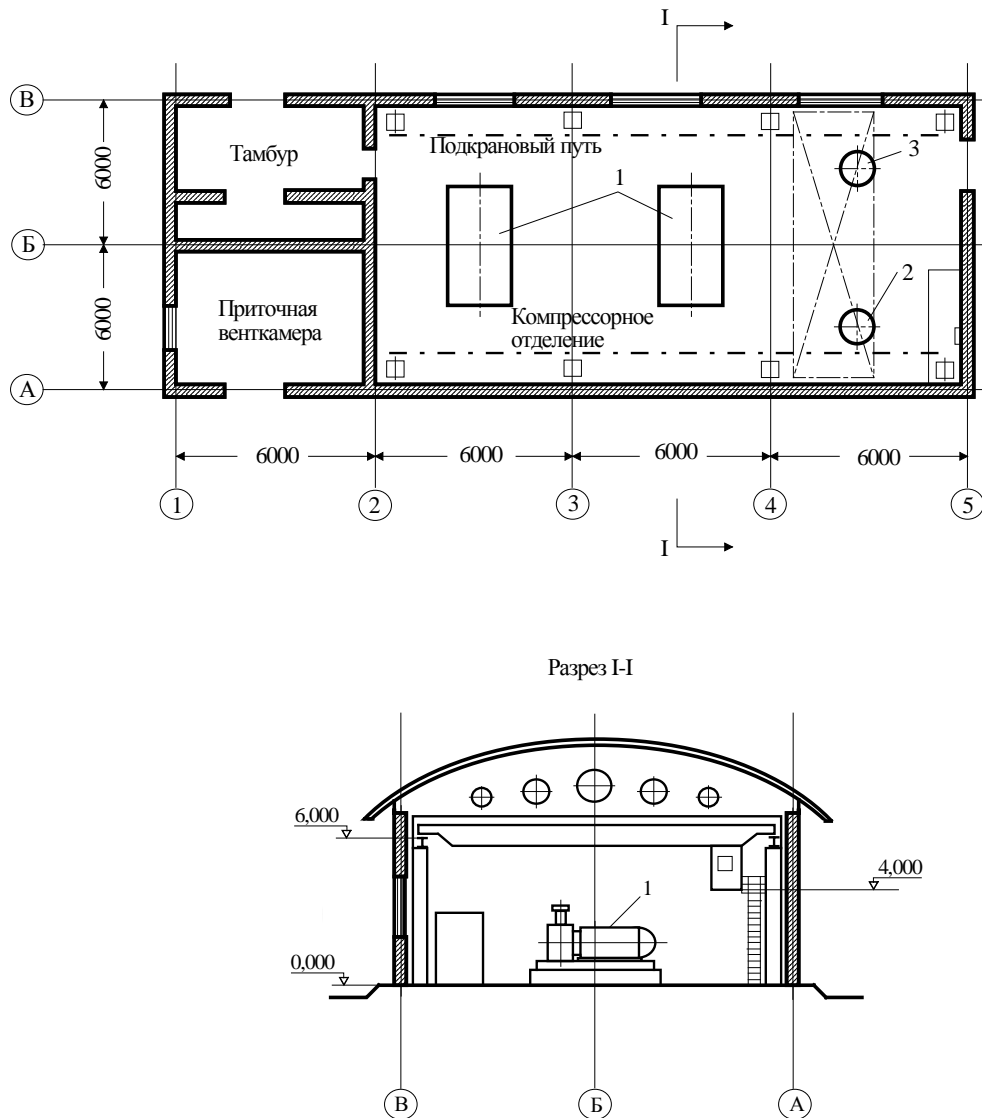


Рис. 10.3. Пример компоновочного чертежа

Горизонтальные оси обозначаются заглавными буквами русского алфавита, заключенными в кружки (А, Б и т.д.), а вертикальные – цифрами – 1,2,3, и т.д. Эти чертежи передают в монтажно-технологический отдел в качестве заготовок, на которые проектировщики наносят технологическое оборудование.

Разрезы следует выполнять так, чтобы каждый аппарат, по крайней мере, один раз попал в разрез.

11. ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

11.1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

В этой главе речь пойдет об экологическом прогнозировании, которое выполняется с целью предвидения результатов (последствий) взаимодействия намечаемой хозяйственной деятельности, в данном случае строительства к эксплуатации проектируемого объекта, с компонентами окружающей среды.

Процесс экологического прогнозирования выполняется в следующей последовательности:

- проведение анализа параметров окружающей среды, оценка природных условий района расположения проектируемого объекта и существующей технологичной нагрузки от других видов хозяйственной деятельности;
- определение характера воздействия проектируемого объекта на окружающую среду с учетом данных о его назначении и специфике эксплуатации, видов и интенсивности сброса загрязняющих веществ, параметров предполагаемого нарушения природных условий района строительства и т.п.;
- установление параметров и границ экологической системы и ее компонентов, попадающих под воздействие объекта (выполняется при оценке воздействия на каждый компонент среды);
- определение значимости отдельных природных компонентов, взаимодействующих с проектируемым объектом (зависят от влияния среды на объект);
- разработка прогноза взаимодействия проектируемого объекта с окружающей средой;
- проверка достоверности (верификация) разработанного прогноза.

В процессе строительства и эксплуатации промышленные объекты воздействуют на различные компоненты среды. К их числу относят:

- нарушение территорий и почвенного слоя на участке, отведенным для строительства, вырубка леса и кустарников;
- нарушение водного режима территории, при рытье котлованов и водоотлива, изменение условий поверхностного стока, а также обводнение территории за счет утечек из водонесущих коммуникаций;
- использование поверхностных и подземных вод для водоснабжения объекта;
- загрязнение воздушного бассейна, территории, водной среды атмосферными выбросами предприятия, а также взвешенными веще-

- ствами (пылью), поднимаемыми ветром с поверхности нарушенных земель, карьеров, золоотвалов, хранилищ вредных веществ;
- загрязнение водных объектов сбросом сточных вод;
 - радиационное загрязнение окружающей среды;
 - выбросы тепла, приводящие к повышению температуры воздуха, вод, изменению сроков ледостава, режимов паводков, образованию туманов;
 - воздействие шума, вибрации, света, электромагнитных и других видов физических воздействий на прилегающую территорию;
 - активизация опасных геологических процессов под воздействием нагрузок от сооружений, изменений гидрогеологического режима и условий поверхностного стока территории;
 - нарушение растительности (условий обитания животного мира).

Основными факторами, снижающими достоверность экологических прогнозов, являются:

- отсутствие точных данных о воздействии проектируемого объекта на среду и ее ответной реакции;
- несоответствие объемов, приводимых инженерно-экологических изысканий видам воздействия и параметрам затрагиваемой среды;
- кратковременность экологических наблюдений;
- несовершенство применяемых способов мониторинга;
- субъективность оценки получаемой информации.

В результате строительства в районе расположения объекта увеличивается техногенная нагрузка на среду, возрастает интенсивность использования природных ресурсов, меняются демографические условия, характер землепользования, условия ведения сельского хозяйства и другие параметры.

Разработка прогноза зависит от видов, форм и интенсивности воздействия проектируемого объекта на окружающую среду, принципов и методов составления прогнозных оценок последствий намечаемой деятельности.

11.2. РАЗРАБОТКА ПРОГНОЗА ЗАГРЯЗНЕНИЯ ВОЗДУХА В РАЙОНЕ РАЗМЕЩЕНИЯ ПРОЕКТИРУЕМОГО ОБЪЕКТА

Загрязнение воздушного бассейна при строительстве и эксплуатации промышленного объекта является одним из основных факторов воздействия на окружающую среду.

Загрязнение воздушного бассейна определяется по концентрации загрязняющих веществ в приземном слое воздуха высотой 50–100 м.

Разработка прогноза загрязнения воздуха основывается по результатам расчетов распределения примесей загрязняющих веществ (пыли и газов) от источника выброса объекта с учетом перспектив изменения инфраструктуры района и условий выброса загрязняющих веществ другими промышленными и жилищно-гражданскими объектами.

Для подготовки прогноза загрязнения воздушного бассейна района строительства должны быть определены:

- характеристики физико-географических условий района строительства (климатические и иные параметры составляются по форме, представленной в табл. 11.1);
- данные о проектируемой объекте (мощность предприятия, перечень основных производств, технологические параметры и характеристики, себестоимость основных видов продукции, численность работающих, наименование выпускаемой продукции, виды энергоносителей);
- величина фонового загрязнения воздушного бассейна (перечень контролируемых веществ, их концентрация, данные о существующих источниках загрязнения воздушного бассейна и т.п.) составляется по данным местных органов Росгидромета;
- характеристики источников выброса загрязняющих веществ проектируемого объекта;
- данные о составе и количестве выбросов загрязняющих веществ, поступающих в атмосферу после газоочистного оборудования и от неорганизованных источников объекта;
- данные о составе и количестве выбросов загрязняющих веществ, поступающих в атмосферу от других объектов инфраструктуры района в перспективе, составляются по материалам местных органов Росгидромета.

Таблица 11.1

Климатические характеристики района расположения промышленного объекта

Наименование показателя	Единица измерения	Величина показателя
1	2	3
Тип климата		
Температурный режим: – средние температуры воздуха по месяцам – средние температуры воздуха наиболее холодного месяца	°С °С	

Окончание табл. 11.1

1	2	3
– средняя и максимальная температура воздуха самого жаркого месяца	°С	
– продолжительность периода с положительными температурами воздуха	дни	
Осадки: – среднее количество осадков за год – распределение осадков в течение года по месяцам	мм %	
Ветровой режим: – повторяемость направлений ветра – средняя скорость ветра по направлению (роза ветров) – максимальная скорость ветра – наибольшая скорость ветра, превышение которой в году для данного района составляет 5%	% м/с м/с м/с	
Туманы: – аэроклиматические характеристики – комплексные характеристики: а) застойные ситуации б) ситуации, благоприятные для образования смога		

Следует заметить, что расчеты выполняются в соответствии с требованием "Методики расчета концентраций в атмосферном воздухе вредных веществ, содержащихся в выбросах предприятий", ОНД – 86.

11.3. ПРОГНОЗИРОВАНИЕ СОСТОЯНИЯ ПОВЕРХНОСТНЫХ И ПОДЗЕМНЫХ ВОД РАЙОНА РАСПОЛОЖЕНИЯ ОБЪЕКТА

Для разработки прогноза воздействия объекта на состояние поверхностных и подземных вод района должны быть определены:

- гидрологические, гидрогеологические, гидравлические характеристики водных объектов, используемых для водоснабжения или водоотведения проектируемого объекта;
- существующий уровень загрязнения поверхностных и подземных вод;
- объемы водопотребления и водоотведения проектируемого объекта;
- расположение водозаборов и выпуск сточных вод объекта;

- объем водопотребления других водопользователей района в заданном интервале времени;
- количество, состав и характеристики сбрасываемых сточных вод с указанием основных загрязняющих веществ, их концентрации и класса опасности;
- расположение и технические характеристики накопителей сточных вод, других сооружений объекта, воздействующих на состояние водной среды;
- изменения параметров поверхностного стока территории, находящейся под воздействием проектируемого объекта;
- данные о количестве и составе сточных вод, сбрасываемых в реки и водоемы другими объектами района в заданном интервале времени, или перспективный уровень фоновое загрязнение водных объектов;
- требования органов водного надзора к режиму водопользования в рассматриваемом районе;
- требования органов рыбоохраны к водопользователям водных объектов, имеющих рыбохозяйственное значение.

Для разработки прогноза составляют водохозяйственный баланс (ВХБ) перспективных потребностей в воде в заданном интервале времени при изменении режима водопользования, связанного с эксплуатацией объекта и изменением инфраструктуры района.

11.4. ПРОГНОЗ ВОЗДЕЙСТВИЯ ОБЪЕКТА ПРИ ВОЗМОЖНЫХ ПРОЕКТНЫХ И ЗАПРОЕКТНЫХ АВАРИЯХ

Основными причинами возникновения аварийных ситуаций на объектах различного назначения являются нарушения технологических процессов на предприятиях, технические ошибки обслуживающего персонала, нарушения противопожарных правил, правил техники безопасности, отключение систем энергоснабжения, водоснабжения и водоотведения, стихийные бедствия, террористические акты и т.п.

Различают проектные и запроектные аварии. Проектные аварии подразделяются на три класса:

- максимальная экологическая авария – авария с катастрофически необратимыми последствиями значительного масштаба, наносящая значительный ущерб населенным пунктам и природной среде (например, разрушение плотины гидроэнергетического узла, авария реактора на атомной станции с выбросом радиоактивных веществ);
- крупная экологическая авария – авария с серьезными локальными последствиями для природной среды и населения, причиной

таких аварий, как правило, являются разрушение элементов производства (оборудования), неправильные действия обслуживающего персонала (например, авария систем очистки сточных вод промышленного объекта с большой утечкой стоков и т.п.);

- технологическая экологическая авария – авария элементов технологической схемы, характеризующаяся кратковременностью воздействия и отсутствием необратимых последствий, для среды (например, авария электрофильтра на ТЭС, приводящая к выбросу загрязняющих веществ в атмосферу).

Запроектные аварии отличаются от проектных только исходным событием, как правило, исключительным, которое не может быть учтено без специально поставленных в техническом задании на проектирование условий. Запроектные аварии характеризуются разрушениями тех же объектов и теми же экологическими последствиями, что и проектные аварии.

Вероятность возникновения запроектных аварий определяется причинами, связанными с воздействием внешних сил и событий (землетрясение, смерчи, ураганы, террористические акты, попадание бомб в результате военных действий и т.п.).

Определение класса аварий следует выполнять по результатам анализа причин аварийности на конкретных объектах-аналогах примерно равной мощности с близкими характеристиками технологических процессов на основных производствах. Для этого на объекте-аналоге проводят:

- отбор наблюдавшихся ситуаций, имеющих экологические последствия;
- классификацию аварийных ситуаций в соответствии с вышеприведенными признаками;
- описание сценариев выбранных аварийных ситуаций, а также наблюдаемых негативных последствий от них для окружающей среды;
- определение размеров зон аварийных ситуаций и интенсивности их воздействия на окружающую среду;
- оценку вероятности возникновения каждой аварийной ситуации.

Аварийность на объектах-аналогах следует оценивать по показателям риска их неблагоприятного воздействия на окружающую среду, объекты инфраструктуры и население.

Снижение аварийности и повышение уровня надежности предприятий и производств повышенной опасности должны обеспечиваться

сейсмостойкостью, взрыво- и пожаробезопасностью проектируемых установок, агрегатов и сооружений.

Системы регулирования опасных технологических процессов на таких предприятиях должны отличаться постоянством параметров работы технологических установок, оборудования (температура, давление, скорость процесса и т.д.), более жесткими требованиями к качеству и составу исходного сырья.

Принципиальные технологические схемы опасных производств должны обеспечивать плавное регулирование технологических режимов, автоматическое отключение оборудования при авариях и пожарах.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Гринберг Я.И. Проектирование химических производств. – М.: Химия, 1970. – 268 с.
2. Сутягин В.М., Лопатинский В.П., Ляпков А.А. Основы проектирования и оборудование производства полимеров: Учебное пособие. Часть 1. – Томск: Изд. ТПУ, 1998. – 118 с.
3. Сутягин В.М., Лопатинский В.П., Ляпков А.А. Основы проектирования и оборудование производства полимеров: Учебное пособие. Часть 2. – Томск: Изд. ТПУ, 1999. – 114 с.
4. Косинцев В.И. и др. Основы проектирования химических производств: Учебное пособие для вузов. Часть 2. – Томск: Изд. ТПУ, 2000. – 208 с.
5. Рудин М.Г., Смирнов Г.Ф. Проектирование нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. – Л.: Химия, 1984 – 256 с.
6. Генкин А.Э. Оборудование химических заводов: Учебник для техникумов. – М.: Высшая шк., 1970. – 352 с.
7. Домашнев А.Д. Конструирование и расчет химических аппаратов. – М.: Машгиз, 1961. – 350 с.
8. Рейхсфельд В.О., Шейн В.С., Ермаков В.И. Реакционная аппаратура и машины заводов основного органического синтеза и синтетического каучука: Учебное пособие для вузов. 2-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1985. – 264 с.
9. Смирнов Н.Н., Волжинский А.И. Химические реакторы в примерах и задачах. – Л.: Химия, 1977. – 264 с.
10. Иванов Г.Н., Сутягин В.М. Основные методы расчета химических реакторов: Учебное пособие. – Томск.: Изд. ТПИ, 1986. – 89 с.
11. Беркман Б.Е. Основы технологического проектирования производств органической химии. – М.: Химия, 1970. – 380 с.
12. Денбиг К.Г. Теория химических реакторов /Перевод с англ./ Под ред. Н.М.Жаворонкова. – М.: Наука, 1968. – 192 с.
13. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического нефтехимического синтеза: Учебник. – М.: Химия, 1971. – 840 с.
14. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
15. Общая химическая технология. В двух частях. /Под ред. И.П.Мухленова: Учебник для вузов. Ч.1. Теоретические основы химической технологии. Изд.3-е, перераб. и доп. – М.: Высшая шк., 1977. – 288 с.
16. Туболкин А.Ф. и др. Расчеты химико-технологических процессов: Учебное пособие для вузов. 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1992. – 248 с.
17. Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с.
18. Перевалов В.П., Колдобинский Г.И. Основы проектирования и оборудование производств тонкого органического синтеза. – М.: Химия, 1987. – 288 с.
19. Клинов И.Я., Удыма П.Г. и др. Химическое оборудование в коррозионностойком исполнении. – М.: Машиностроение, 1970 – 360 с.

Учебное издание

Владимир Михайлович Сутягин
Валерий Владимирович Бочкарев

ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ И ОБОРУДОВАНИЕ ПРОИЗВОДСТВ
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА
Учебное пособие


Научный редактор доктор химических наук, профессор В.М. Сутягин

Подписано к печати . Формат 60x84/16. Бумага «Классика».
Печать RISO. Усл.печ.л. . Уч.-изд.л. .
Заказ . Тираж 20 экз.



Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Томского политехнического университета сертифицирована
NATIONAL QUALITY ASSURANCE по стандарту ISO 9001:2000



Издательство  ТПУ. 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30.