

**ФЕДЕРАЛЬНОЕ АГЕНТСТВО ПО ОБРАЗОВАНИЮ**  
Государственное образовательное учреждение высшего профессионального  
образования  
**«Томский политехнический университет»**

---

УТВЕРЖДАЮ  
Директор ИДО  
А.Ф. Федоров  
" " \_\_\_\_\_ 2008 г.

**ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ  
ПРЕДПРИЯТИЙ  
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

Методические указания по выполнению курсового проекта  
и выпускной квалификационной работы для студентов  
заочной и дневной форм обучения специальности 240401  
«Химическая технология органических веществ»

Томск 2008

УДК 547.759

Основы проектирования предприятий органического синтеза: Метод. указ. по выполн. курсового проекта и выпускной квалификационной работы для студентов заоч. и дневной форм обуч. спец. 240401 «Химическая технология органических веществ» / Сост. В. В. Бочкарев, А. А. Ляпков – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2008. – 75 с.

Методические указания рассмотрены и рекомендованы методическим семинаром кафедры технологии основного органического синтеза и высокомолекулярных соединений 01 марта 2008 года.

Зав. кафедрой ТООС и ВМС

В. Г. Бондалетов

#### **Аннотация**

В методических указаниях изложены основы проектирования производств органического синтеза. Рассмотрены цели и задачи курсового проектирования и выполнения выпускной квалификационной работы: основная тематика проектов; содержание разделов пояснительной записки и графической части курсового проекта и выпускной квалификационной работы; список учебной и научно-технической литературы, стандартов, периодических изданий и других литературных источников, необходимых для успешной работы над курсовым проектом и выпускной квалификационной работой. Даны общие принципы выбора и обоснования технологической схемы производства органического синтеза, расчетов материального и теплового балансов, реакционной и вспомогательной аппаратуры. Содержание каждого раздела пояснительной записки иллюстрируется конкретными примерами расчетов.

Методические указания предназначены для студентов заочной и дневной форм обучения специальности 240401 «Химическая технология органических веществ». Методические указания могут быть полезны студентам других химико-технологических специальностей.

## Содержание

1. Цель и задачи курсового и дипломного проектирования .....	4
2. Тематика курсовых проектов и выпускных квалификационных работ (дипломных проектов).....	4
3. Структура курсового проекта и выпускной квалификационной работы .....	5
4. Содержание разделов пояснительной записки .....	8
4.1. Титульный лист .....	8
4.2. Задание (Техническое задание).....	8
4.3. Содержание.....	8
4.4. Введение .....	8
4.5. Основная часть (технологическая часть проекта).....	9
4.5.1. Общая характеристика производства, его технико-экономический уровень и обоснование основных технических решений .....	9
4.5.2. Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов.....	11
4.5.3. Физико-химические основы технологического процесса .....	11
4.5.4. Выбор и обоснование технологической схемы производства .....	13
4.5.5. Описание технологического процесса и схемы .....	18
4.5.6. Материальный баланс.....	18
4.5.7. Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов.....	18
4.5.10. Контроль производства и управление технологическим процессом .....	20
4.5.11. Размещение технологического оборудования .....	21
4.5.12. Техника безопасности, противопожарные мероприятия, промышленная санитария и охрана труда .....	24
4.5.13. Охрана окружающей среды .....	24
4.5.14. Организация и экономика производства.....	27
4.6. Расчетная часть проекта.....	30
4.6.1. Материальный баланс.....	30
4.6.2. Тепловой баланс.....	37
4.6.3. Технологический расчет основного аппарата.....	45
4.6.4. Гидравлический расчет основного аппарата .....	57
4.6.5. Механический расчет основного аппарата .....	57
4.6.6. Подбор вспомогательного оборудования .....	62
4.7. Заключение .....	64
4.8. Список использованных источников.....	64
4.9. Приложения.....	64
4.9.1. Спецификации проекта.....	65
5. Список рекомендуемой литературы .....	67
5.1. Литература по химии и технологии продуктов органического синтеза .....	67
5.2. Литература по аппаратурному оформлению технологических процессов .....	68
5.3. Справочная литература .....	70
Приложение А .....	71
Приложение Б.....	72
Приложение В .....	74

## **1. Цель и задачи курсового и дипломного проектирования**

Курсовое и дипломное проектирование является одним из важнейших этапов подготовки специалистов в учебном заведении и имеет своей целью систематизацию, закрепление и расширение теоретических и практических знаний по специальности и применение этих знаний при решении конкретных инженерных задач, развитие навыков самостоятельной творческой работы.

В процессе проектирования студенты решают следующие задачи: использование теоретических и практических знаний по специальным предметам для решения конкретной технической задачи органической технологии; приобретение практических навыков в методологии проектирования химических производств; развитие самостоятельности при выборе методов достижения цели при решении вопросов проектирования отдельных объектов; умение пользоваться учебной и научно-технической литературой, стандартами, периодическими изданиями и другими источниками, содержащими информацию о современных достижениях науки и техники в данной отрасли.

Студент является автором проекта и ответственен за принятые в проекте решения, точность вычислений и оформление проектных материалов.

## **2. Тематика курсовых проектов и выпускных квалификационных работ (дипломных проектов)**

Тематика курсового и дипломного проектирования должна соответствовать учебной программе выбранной специальности, увязываться с интересами производства и, что очень важно, должна быть в определенной степени оригинальной, актуальной и соответствовать современному состоянию и перспективам развития науки, техники и культуры.

Объектами проектирования могут быть отдельные основные технологические аппараты, технологические узлы, отдельные установки, отделение одного из основных цехов, отдельные цеха и производства.

В зависимости от степени новизны проектируемого объекта и характера исходных данных могут иметь место следующие варианты постановки задачи:

- изменение мощности действующего производства с сохранением существующей технологии;

- реконструкция или модернизация существующего производства на основе результатов исследовательских или опытных работ или расчетных исследований;
- разработка новой технологической схемы на основании литературных источников или результатов исследований;
- оптимизация технологических параметров работы основных аппаратов и узлов действующего или нового проектируемого производства.

Задание на дипломное проектирование выдается студентам перед отъездом на практику. В объем задания на проектирование может быть включена экспериментальная или расчетная работа, связанная с изучением отдельных вопросов проектируемого процесса.

### **3. Структура курсового проекта и выпускной квалификационной работы**

Курсовой проект и выпускная квалификационная работа в общем случае должны содержать:

- текстовый документ (ТД) – расчетно-пояснительную записку;
- графический материал.

ТД должен включать структурные элементы в указанной ниже последовательности:

- титульный лист;
- задание (ТЗ);
- реферат;
- содержание;
- определения;
- обозначения и сокращения;
- введение;
- основную часть;
- заключение;
- список использованных источников;
- приложения.

В курсовой проект реферат допускается не включать.

Структурные элементы «Определения», «Обозначения и сокращения» включаются по мере необходимости и могут быть объединены.

После приложений в ТД могут быть помещены самостоятельные конструкторские, технологические, программные и другие проектные документы, выполненные в ходе проектирования согласно заданию.

ТД может выполняться рукописным или машинописным способами, а также с применением печатающих или графических устройств вывода ЭВМ в соответствии с требованиями СТП ТПУ 2.5.01-2006. «Работы выпускные квалификационные, проекты и работы курсовые. Структура и правила оформления».

К графическим материалам следует относить:

- демонстрационные листы (плакаты);
- чертежи и схемы.

Демонстрационные листы служат для наглядного представления материала работы при ее публичной защите.

Чертежи и схемы – в виде законченных конструкторских самостоятельных документов или рисунков, в зависимости от характера работы, могут представляться как на отдельных листах, используемых при публичной защите, так и в составе ТД.

Конкретное содержание и объем каждого раздела расчетно-пояснительной записки, а также объем и содержание графической части устанавливаются при выдаче задания и могут корректироваться в процессе выполнения по согласованию с руководителем.

Основная часть расчетно-пояснительной записки к *курсовому проекту* должна содержать следующие разделы (в скобках указан рекомендуемый объем):

1. Общая характеристика производства, его технико-экономический уровень и обоснование основных технических решений (2-4 стр.)
2. Характеристика производимой продукции.  
Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов (3-6 стр.)
3. Физико-химические основы технологического процесса (3-6 стр.)
4. Выбор и обоснование технологической схемы производства (2-3 стр.)
5. Описание технологического процесса и схемы (2-3 стр.)
6. Материальный баланс (2-7 стр.)
7. Тепловой баланс (2-7 стр.)
8. Технологический расчет основного аппарата (3-6 стр.)
9. Гидравлический расчет основного аппарата (1-2 стр.)
10. Механический расчет основного аппарата (2-3 стр.)
11. Подбор вспомогательного оборудования (2-6 стр.)
12. Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов (1-2 стр.)
13. Ежегодные нормы образования отходов производства (1-2 стр.)
14. Нормы технологического режима (1-2 стр.)
15. Контроль производства и управление технологическим процессом (2-4 стр.)
16. Техника безопасности, противопожарные мероприятия, промышленная санитария и охрана труда (3-6 стр.)

17. Охрана окружающей среды (2-3 стр.)

Общий объем расчетно-пояснительной записки курсового проекта должен быть в пределах 35...70 страниц (без списка литературы и приложений).

Основная часть расчетно-пояснительной записки к *выпускной квалификационной работе* должна содержать следующие разделы (в скобках указан рекомендуемый объем):

1. Общая характеристика производства, его технико-экономический уровень и обоснование основных технических решений (3-6 стр.)
2. Характеристика производимой продукции.  
Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов (4-7 стр.)
3. Физико-химические основы технологического процесса (3-6 стр.)
4. Выбор и обоснование технологической схемы производства (2-3 стр.)
5. Описание технологического процесса и схемы (2-3 стр.)
6. Материальный баланс (1-3 стр.)
7. Тепловой баланс (2-7 стр.)
8. Технологический расчет основного аппарата (3-6 стр.)
9. Гидравлический расчет основного аппарата (1-2 стр.)
10. Механический расчет основного аппарата (2-3 стр.)
11. Подбор вспомогательного оборудования (2-6 стр.)
12. Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов (1-2 стр.)
13. Ежегодные нормы образования отходов производства (1-2 стр.)
14. Нормы технологического режима (1-2 стр.)
15. Контроль производства и управление технологическим процессом (2-4 стр.)
16. Размещение технологического оборудования (1-2 стр.)
17. Техника безопасности, противопожарные мероприятия, промышленная санитария и охрана труда (3-6 стр.)
18. Охрана окружающей среды (3-6 стр.)
19. Организация и экономика производства (5-10 стр.)

Общий объем пояснительной записки должен быть в пределах 55...90 страниц (без списка литературы и приложений).

Допускается расчетную часть проекта выносить в виде отдельного раздела ТД. В этом случае основная часть ТД к курсовому и дипломному проекту состоит из 2-х разделов (технологического и расчетного). Технологический раздел проекта включает описательную часть соответствующих подразделов, итоговые таблицы материальных и тепловых балансов, ежегодных норм расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов, образования отходов производства.

Графическая часть *курсового проекта* представляется в виде следующих чертежей:

- принципиальной технологической схемой (код схемы *T3*), совмещенной с решениями по контролю и управлению технологическим процессом;
- сборочным чертежом основного аппарата;
- сборочных единиц, деталей и узлов, видов и разрезов основного аппарата.

Общий объем графической части дипломного проекта составляет 3...4 листа формата А1 (594×841 мм).

Графическая часть *выпускной квалификационной работы* представляется в виде следующих чертежей и демонстрационных листов:

- принципиальной технологической схемой (код схемы *T3*), совмещенной с решениями по контролю и управлению технологическим процессом;
- сборочным чертежом основного аппарата;
- сборочных единиц, деталей и узлов, видов и разрезов основного аппарата;
- схемой расположения технологического оборудования (код схемы *T7*);
- демонстрационный лист с технико-экономическими показателями проектируемого производства.

Общий объем графической части дипломного проекта составляет 5...8 листов формата А1 (594×841 мм).

#### **4. Содержание разделов пояснительной записки**

##### **4.1. Титульный лист**

Форма титульного листа приведена в *приложении А*.

##### **4.2. Задание (Техническое задание)**

Руководитель проекта в соответствии с темой составляет задание по форме, приведенной в *приложении Б*.

##### **4.3. Содержание**

В содержании перечисляются заголовки всех разделов и подразделов, список использованных источников, приложения текстового документа и указываются номера листов (страниц), на которых они начинаются.

В конце содержания перечисляются графические материалы, представленные к защите, с указанием «на отдельных листах».

Пример оформления содержания приведен в *приложении В*.

##### **4.4. Введение**

Во введении сообщается об области применения основного продукта, выпуск которого проектируется. Раскрывается потребность народного хозяйства в продукте; указывается перспектива производства



продукта как по объему, так и по качеству; формулируются технико-экономические задачи проекта.

При написании этого раздела используются документы директивных организаций и планы развития предприятия, на котором студент проходил практику.

#### **4.5. Основная часть (технологическая часть проекта)**

Как отмечалось выше, допускается расчетную часть проекта выносить в виде отдельного раздела ТД. В этом случае основная часть ТД к курсовому и дипломному проекту состоит из 2-х разделов (технологического и расчетного). Технологический раздел проекта включает описательную часть соответствующих подразделов, итоговые таблицы материальных и тепловых балансов, ежегодных норм расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов, образования отходов производства.

##### **4.5.1. Общая характеристика производства, его технико-экономический уровень и обоснование основных технических решений**

В разделе технико-экономическое обоснование (ТЭО) приводится краткая характеристика проектируемого производства: производственная мощность, номенклатура продукции, обеспечение сырьем, полуфабрикатами, топливом, электроэнергией и водой. Приводится краткий литературный обзор по промышленным способам производства целевого продукта. Раскрываются технико-экономические достоинства и недостатки основных способов производства. В результате студент должен дать обоснование для выбора способа производства целевого продукта. При выборе способа производства продукта на конкретном предприятии необходимо учитывать имеющийся на предприятии набор производств, экономическую целесообразность комплексной переработки сырья и отходов других производств, а также требования потребителей к товарной форме и чистоте производимого продукта.

В ТЭО рассматриваются следующие вопросы:

1. Обоснование потребности народного хозяйства в продукции предприятия, его проектной мощности и специализации:

- ассортимент и качество продукции;

- текущие и перспективные балансы производства и потребления этой 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.

## 2. Обоснование места размещения предприятия (для новых производств):

- обеспечение предприятия сырьем, топливом, водой, электроэнергией, возможность сброса промышленных отходов;
- наличие трудовых ресурсов;
- наличие необходимых площадей для строительства производственных, жилых и гражданских объектов.

## 3. Основные технологические решения:

- рекомендуемая технология производства, соответствие ее новым, прогрессивным технологическим процессам. Необходимо соблюдать соответствие выбранной технологии основным техническим направлениям в проектировании предприятий отрасли, исходя из ближайшей перспективы развития науки и техники. При этом необходимо давать обоснование целесообразности новых производств;
- требования к новому основному технологическому оборудованию;
- требования к уровню механизации и автоматизации производства;
- производственно-технологическая структура предприятия, состав основных цехов и соотношение их мощностей;
- схема кооперирования ремонтных и вспомогательных цехов с другими предприятиями района;
- мероприятия по обезвреживанию и удалению промышленных стоков и мероприятия по охране окружающей среды;
- обоснование требований к развитию транспорта общего пользования с учетом наиболее рационального его вида (железнодорожный, автомобильный, водный или воздушный);
- основные строительные решения по наиболее крупным и сложным зданиям.

## 4. Экономика строительства предприятия и производства продукции:

- удельные капитальные затраты;
- экономическая эффективность капитальных вложений;
- удельные расходы сырья и полуфабрикатов;
- численность работающего персонала;
- сравнение технического уровня и важнейших технико-экономических показателей проектируемого предприятия с уровнем и показателями действующих передовых отечественных и зарубежных предприятий.

#### **4.5.2. Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов**

На основании выбранного способа производства составляется перечень продуктов, получаемых при осуществлении процессов (основных и побочных), а также перечень исходных реагентов и материалов. В этом разделе обычно приводятся (в виде таблиц) физические характеристики веществ, которые будут необходимы для проведения расчетов, например такие, как молекулярная масса, теплоемкость, теплота испарения, вязкость жидкости и пара, плотность, насыпной вес, упругость насыщенных паров и т.д. При этом сообщаются источники, из которых взяты эти характеристики.

Для каждого продукта, исходного реагента или материала должны быть приведены наименования ГОСТов и ТУ, в соответствии с которыми должны выпускаться товарные формы продуктов или поставщики будут поставлять сырье и материалы.

Кроме перечня ГОСТов и ТУ необходимо в данном разделе привести те показатели, которые будут необходимы для разработки отдельных разделов проекта. Так, например, требования ГОСТов к продукту определяют в значительной мере технологическую схему выделения и очистки целевого продукта, а также необходимы при расчете материальных балансов. Знание ГОСТов на сырье позволяет предусмотреть, при необходимости, дополнительные процессы по очистке сырья в соответствии с химизмом основной реакции или предусмотреть в технологической схеме операции по переводу сырья в форму, необходимую для проведения основного процесса (разбавления, растворения, измельчения, испарения сырья и т. д.).

#### **4.5.3. Физико-химические основы технологического процесса**

Основная цель выполнения данного раздела - дать обоснование норм технологического режима в основном аппарате (концентраций, температуры, давления, степени превращения и т. д.).

Для обоснования норм технологического режима привлекаются данные по термодинамике, а также сведения по механизму и кинетике основных и побочных реакций.

Термодинамические данные используются для определения области значения параметров, в которой процесс протекает, а также для расчета степеней превращения исходных веществ, если процесс происходит в равновесных условиях.

Данные по механизму химического процесса и влиянию параметров на скорость и селективность процесса потребуются как при определении норм технологического режима, так и при расчете размеров аппаратов. Кинетические данные могут быть приведены как в аналитической форме, так и в виде таблиц и рисунков с указанием источников.

Необходимо помнить, что нормы технологического режима определяются как кинетическими, так и технико-экономическими показателями. Так повышение температуры ведет к увеличению скорости процесса и к повышению производительности единицы объема реактора, но с ростом температуры может, например, уменьшиться селективность процесса, т. е. увеличиваются затраты сырья. Кроме того, верхний предел температуры может определяться и термической устойчивостью перерабатываемых и получаемых веществ, а также свойствами и стоимостью конструкционных материалов, свойствами энергоносителей и катализаторов.

Давление в аппарате определяется не только исходя из конструкционных зависимостей для скорости процесса или константы равновесия, но также из затрат на создание давления или вакуума, требований техники безопасности и т.п. Например, назначение давления меньше атмосферного нецелесообразно в аппарате, где перерабатываются огне-, взрывоопасные вещества при температурах выше температур самовоспламенения. Подсос воздуха в эти аппараты через фланцевые соединения или при появлении трещин в конструкционном материале за счет эрозии, коррозии т.п. приведет к взрыву. Целесообразно в этом случае вместо вакуума работать при давлении выше атмосферного или применять инертные разбавители для снижения парциальных давлений перерабатываемых веществ. В аппаратах величина рабочего давления может определяться также гидравлическим сопротивлением системы в целом. Часто незначительное повышение давления позволяет использовать такие дешевые хладагенты, как промышленная оборотная вода или воздух вместо значительно более дорогого рассола.

Назначение степени превращения сырья и определение в дальнейшем времени контакта определяется в основном зависимостью селективности от степени превращения, поэтому стремление к полному превращению сырья может привести иногда к неоправданному

увеличению реакционного объема. Поэтому степень превращения всегда определяется с учетом технико-экономического анализа.

Концентрации реагентов определяются стремлением достичь не только высоких скоростей процесса, но также обеспечить и высокую селективность с учетом кинетических порядков основных и побочных реакций. Кроме того, выбираемые концентрации могут определяться величинами вязкости растворов, стремлением обеспечить требуемые режимы теплообмена и т. д. Иногда целесообразно для поддержания высоких скоростей процесса и больших степеней превращения поддерживать в реакторе избыток одного из реагентов. Обычно выбирают для этого реагент дешевый и легко выделяемый в дальнейшем на стадии очистки. Такой прием при назначении норм технологического режима позволяет добиться более полного использования дорогого и дефицитного сырья за счет рационального соотношения реагентов в реакторе.

Раздел должен иметь не описательный характер, а основываться на количественных показателях.

#### **4.5.4. Выбор и обоснование технологической схемы производства**

Выбор технологической схемы делается на основании анализа существующих технологических схем данного производства с учетом задач дальнейшего технического прогресса, совершенствования технологии, улучшения охраны труда и т. д.

Работа над этим разделом начинается с составления операционной блок-схемы и ее обоснования. В операционной блок-схеме должен быть дан перечень необходимых физических и химических операций и их последовательность, обеспечивающая выпуск продукции в соответствии с заданием. При этом необходимо соблюдение ГОСТов или ТУ на готовый продукт и сырье в принятом способе производства.

Операционная блок-схема (рис. 1) может включать стадии: 1) подготовки сырья к химической переработке; 2) химической переработки; 3) выделения и очистки целевого и побочных продуктов; 4) придания товарной формы продуктам; 5) обезвреживания отходов производства.

На этом этапе может быть предусмотрена рециркуляция непревращенных сырьевых или вспомогательных материалов (например, растворителей), если при выборе норм технологического

режима в реакторе будет обосновано неполное превращение сырьевых и вспомогательных материалов.

В дальнейшем работа проводится в направлении уточнения задач, решаемых на каждой стадии, и более подробной детализации в выборе операций.

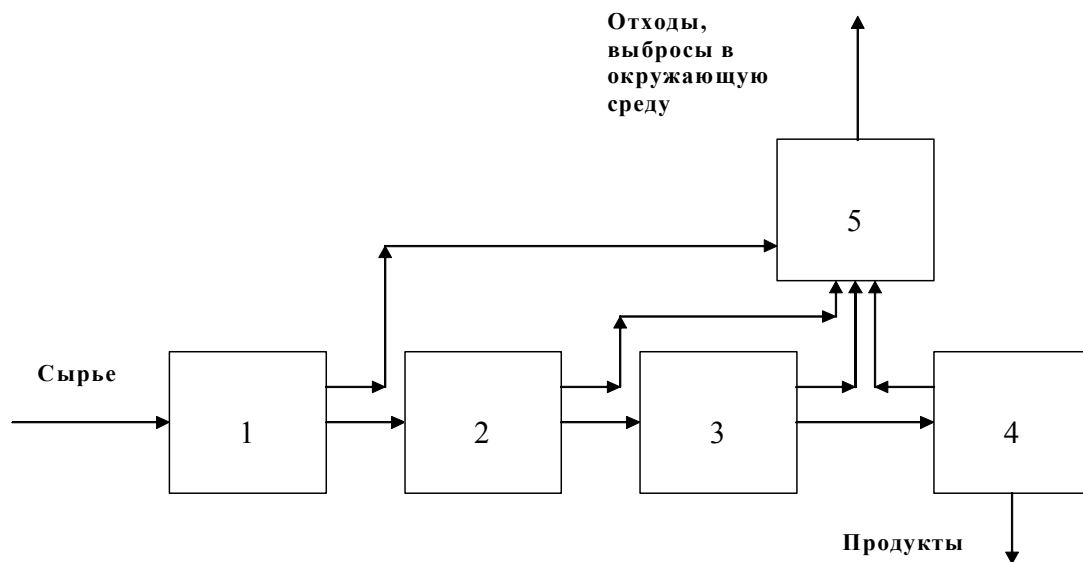


Рис. 1. Операционная блок-схема (один из вариантов)

Так, на стадии подготовки сырья решается задача перевода исходных веществ в форму, обеспечивающую протекание стадии химического превращения в оптимальных условиях. Стадия химического превращения должна обеспечить не только определенное время протекания химических реакций при заданных режимах (давление, температура, концентрация и т.д.), но набор операций на этой стадии должен обеспечить утилизацию тепла реакции (для экзотермических процессов), необходимое распределение параметров процесса по времени и по месту (по поперечному и продольному сечению аппаратов) в реакторах, необходимый массо- и теплообмен. На стадии выделения и очистки продуктов набор операций должен обеспечить выделение целевых продуктов с заданной степенью чистоты (по требованию СТП или ТУ), а также выделение и возврат в процесс непрореагировавших сырьевых и вспомогательных веществ. Выделенные вещества на следующей стадии производства подвергаются упаковке или фасовке в соответствии с ГОСТ, СТП или ТУ или готовятся к транспортировке в емкостях или по трубопроводам

(формирование партий, подогрев при перекачке и т.д.). При этом предусматривается возможность возврата некондиционного продукта на очистку.

На каждой стадии переработки возможно случайное, периодическое или непрерывное выделение в окружающую среду газообразных, жидких, твердых токсичных или огне-, взрывоопасных веществ. Поэтому после соответствующего анализа в операционной блок-схеме предусматриваются операции по обезвреживанию или переработке выбросов. После уточнения задач, решаемых на каждой стадии производства, составляется детальная последовательность физических и химических операций, обеспечивающая выполнение задач стадии производства, и приводится пояснительный текст (1...2 стр.).

На стадии подготовки сырья предусматриваются операции приемки сырья и его учета (набор операций зависит от СТП, ГОСТов или ТУ на исходные вещества и их физико-химических свойств), операции транспортировки и дозирования, приготовления растворов, подвода тепла, смешения и т.д.

На стадии химического превращения исходя из заданных норм технологического режима предусматриваются операции смешения, тепло-, массообмена, дозировки отдельных компонентов реакционной системы или удаления из нее одного из образующихся веществ для сдвига равновесия и т.п.

Набор операций и их последовательность на стадии выделения и очистки целевого продукта определяется требованиями к составу продуктов (ГОСТ, СТП, ТУ, МРТУ и т.д.), составу реакционной смеси на выходе со стадии химического превращения, а также физико-химическими свойствами компонентов этой смеси.

Проанализировав физические и химические свойства компонентов разделяемой смеси, можно выделить показатели, по которым эти компоненты наиболее различаются, и выбрать операции разделения, обеспечивающие необходимую степень разделения. Так, если компоненты смеси различаются по температурам кипения, то можно выбрать для разделения схемы ректификации, а если есть заметные различия в растворимости компонентов, то можно предложить экстракцию и кристаллизацию.

Если две или более операции (например ректификация и экстракция) обеспечивают одинаковую степень разделения, то даже при

больших капитальных затратах выбирают ту операцию, которая менее энергоемка.

В случае невозможности разделения смеси за счет только физических операций на стадии разделения могут быть предусмотрены и химические операции для изменения свойств отдельных компонентов смеси. Например, селективное гидрирование для удаления следов ацетилена в этан-этиленовой фракции; гидратация и дегидратация для разделения изомеров бутилена; широко применяется способность различных веществ образовывать нестойкие комплексные соединения (хемосорбция). Обычно наибольшего эффекта добиваются при комбинации различных физических и химических операций.

Опыт работы промышленности органического синтеза показывает, что на стадии разделения расходуется около 70 % энергетических средств (тепло, холод, электроэнергия). Поэтому в системах разделения всегда необходимо предусматривать операции утилизации энергетических средств (теплообменники, тепловые насосы, турбодетандеры и т. д.).

На набор операций и их последовательность могут влиять коррозионная агрессивность отдельных компонентов (необходимость выведения этого компонента из системы в первую очередь или необходимость подачи нейтрализующего агента), термическая устойчивость отдельных веществ, склонность компонентов к полимеризации (осмолению), окислению и т. д. Поэтому необходимо выбирать операции, позволяющие получить продукты с максимальным выходом. При этом иногда возникает необходимость дополнительных операций: ввод и распределение ингибиторов полимеризации; продувка системы инертным или защитным газом; создание вакуума и т. д.

После составления и обоснования операционной блок-схемы приступают к составлению принципиальной технологической схемы. Для этого достаточно заменить конкретную операцию аппаратом, в котором возможно проведение этой операции, или стандартным узлом, прототип которого можно найти в период практики или в литературе.

На этапе составления технологической схемы необходимо учесть задачи обеспечения охраны труда и техники безопасности. Поэтому в технологической схеме должны предусматриваться средства предотвращения завывшения давления (предохранительные клапаны и линия стравливания, гидрозатворы, аварийные емкости), системы создания защитной атмосферы, системы аварийного охлаждения и т. д.



На этапе синтеза технологической схемы решается вопрос уменьшения затрат на перекачку продуктов, необходимо максимально использовать самотек для транспортировки продуктов из аппарата в аппарат. Этап синтеза технологической схемы невозможно провести, если не определен набор хладо- и теплоносителей, которые будут использоваться при осуществлении процесса. Стоимость единицы тепла и холода зависит от параметров применяемых энергоносителей и их наличия на предприятии. Самыми дешевыми хладагентами являются воздух и оборотная промышленная вода. Экономически выгодно основное количество тепла в системах снимать за счет применения этих дешевых хладагентов, даже если потребуются несколько повысить давление в аппаратах. И только остаточное количество тепла можно снимать дорогими хладагентами (захлажденная вода, рассол, жидкий аммиак и т. п.). Не рекомендуется в качестве теплоносителей использовать насыщенный пар или перегретую воду. Необходимо помнить, что чем выше давление и температура перегретого пара, тем дороже единица тепла, которую транспортирует этот теплоноситель. Самым дешевым теплоносителем являются топочные газы, но они не транспортабельны.

Для составления принципиальной технологической схемы на листе миллиметровки сначала проводят линии коллекторов подачи и вывода материальных потоков, хладагентов, теплоносителей. Обычно линии газовых коллекторов проводят наверху листа, жидкостных коллекторов - в нижней части. На листе между коллекторами, в соответствии с операционной схемой и требованиями охраны труда и техники безопасности, располагают условные изображения аппаратов и машин, необходимых для выполнения выбранных операций. Условные изображения аппаратов и машин не имеют масштаба. Расстояние между условными изображениями по горизонтали не регламентируется, оно должно быть достаточным для размещения в дальнейшем линий материальных потоков и средств КИПиА. Расположение условных изображений по вертикали должно отражать реальное превышение аппарата над другим без соблюдения масштаба. Размещенные на плоскости листа условные изображения аппаратов и машин соединяют линиями материальных потоков, подводят линии хладагентов и теплоносителей. Производится нумерация позиций аппаратов и машин слева направо.

#### 4.5.5. Описание технологического процесса и схемы

В этом разделе приводится описание технологического процесса и схемы. При составлении описания отражаются назначения аппарата и нормы технологического режима, без подробного описания оборудования, системы контроля и управления объектом.

#### 4.5.6. Материальный баланс

В этом разделе приводится схема материальных потоков и итоговая таблица (итоговые таблицы) материального баланса. Пример схемы материальных потоков производства 37%-го формалина

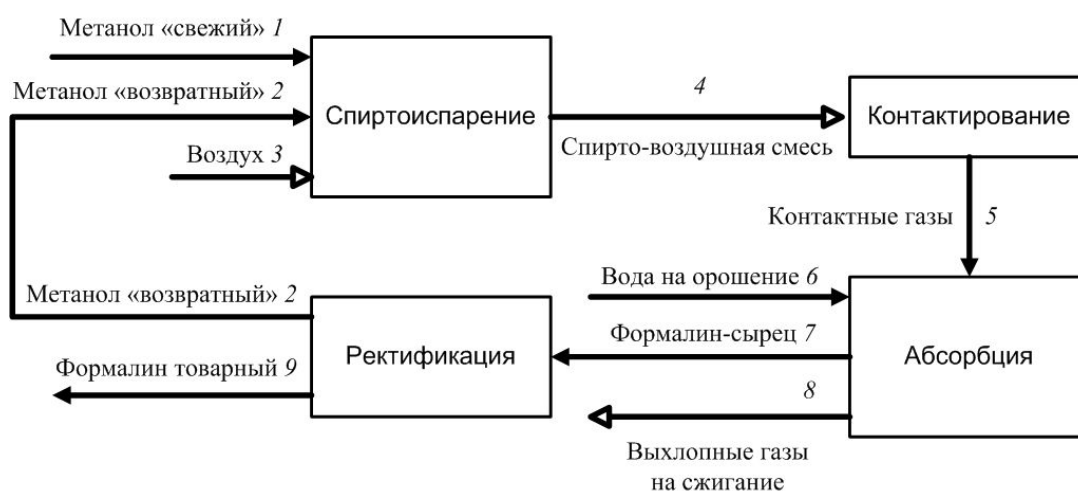


Рис. 2. Схема материальных потоков производства 37%-го формалина

приведен на рис. 2.

#### 4.5.7. Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов

На основании проведенных материальных и тепловых расчетов составляется итоговая таблица ежегодных норм расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов (табл. 1).

Таблица 1

Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов

Наименование сырья и энергоресурсов	сырья	материалов	и,	Ед. изм.	Нормы расхода на 1 тонну
	1			2	3
Метанол				кг	508,41
Вода деминерализованная				кг	369,89

Продолжение табл. 1

1	2	3
Вода оборотная	м <sup>3</sup>	43,00
Пар, 18 кгс/см <sup>2</sup>	т	0,43
Электроэнергия	кВт/ч	37

Ежегодные нормы образования отходов производства

Приводится итоговая таблица ежегодных норм образования отходов производства (табл. 2).

Таблица 2

Ежегодные нормы образования отходов производства

Наименование отхода, аппарат или стадия образования	Характеристика, состав	Направление использования, метод очистки или уничтожения	Нормы образования отходов
1. Выхлопные газы после абсорбционной колонны поз. К16, кг/т	Состав: объемная доля – водород – 16...26 %; – окись углерода – не более 5,0 %; – двуокись углерода – не более 5,0 %; – метан – не более 1,0 %; – кислород – не более 1,2 %; – азот – по разности; – метанол – не более 7,0 г/м <sup>3</sup> ; – формальдегид – не более 4,0 г/м <sup>3</sup>	Поступают на установку термического обезвреживания (УТО)	677,50
2. Сточные воды от производства формалина, кг/т		На очистные сооружения	0,3579

Нормы технологического режима

Приводится итоговая таблица норм технологического режима производства (табл. 3).

Таблица 3

Нормы технологического режима

№ п/п	Наименование стадий и потоков реагентов	Наименование технологических показателей			
		Скорость подачи реагентов	Температура, °С	Давление, кгс/см <sup>2</sup> (Мпа)	Прочие показатели
1	2	3	4	5	6
1. Спиртоиспарение (на одну технологическую нитку)					
1.1.	Метанол, подаваемый в смеситель поз. X11	6...14 м <sup>3</sup> /ч	20...65	2,8...3,2 (0,28...0,32)	

Продолжение табл. 3

1	2	3	4	5	6
1.2.	Деминерализованная или надсмольная вода в смеситель поз. X11	2...5 м <sup>3</sup> /ч			Соотношение массовой доли, %: метанол:вода (70...75):(25...30) . Плотность метанольно-водной смеси не более 0,85 г/см <sup>3</sup>
1.3.	Атмосферный воздух в испаритель поз. E7a	до 11000 м <sup>3</sup> /ч	не более 70	не более 0,8 (0,08)	
1.4.	Испаритель поз. E7: - жидкая фаза - газообразная фаза		52...90 52...85	не более 0,75 (0,075)	Уровень 40...60 %. Концентрация метанола в жидкой фазе, массовая доля, %: - при пуске, не менее 97, - при работе, не менее 20
1.5.	Метаноло-воздушная смесь: - после перегревателя поз. T8 - после огнепреградителя поз. X9		90...150 не более 200	перепад, не бо-лее 0,1 (0,01)	
2. Синтез формальдегида (на одну технологическую нитку)					
2.1.	Контактный аппарат поз. P10: - при работе в «мягком режиме» - при работе в «жестком режиме»		550...600 650...700	перепад не бо-лее 0,1 (0,01)	Толщина слоя катализатора 120...150 мм.
2.2.	Контактные газы на выходе из подконтактного холодильника поз. P10		не более 200		
2.3.	Паросборник поз. E12			1,8...2,0 (0,18...0,20)	Уровень 30...70 %

#### 4.5.10. Контроль производства и управление технологическим процессом

Этот раздел включает в себя подразделы «Технологический контроль» и «Аналитический контроль». Оба подраздела выполняются в виде единой таблицы, в которой указываются контролируемые параметры производства, место отбора проб, а также средства и методы контроля (табл. 4).

Автоматизация технологической схемы или отдельных ее стадий (по согласованию с руководителем проекта) должна обеспечить автоматический контроль, автоматическое регулирование,

сигнализацию о предельных значениях регулируемых параметров и, в необходимых случаях, блокировку и автоматическую остановку агрегата.

Вопрос о целесообразности степени автоматизации проектируемой технологической схемы следует тщательно рассмотреть, учитывая принцип организации основных процессов (периодические или непрерывные), мощность производства, физико-химические характеристики регулируемых потоков, а также экономическую эффективность принимаемых решений.

При выборе типа прибора следует руководствоваться предельными значениями измеряемого параметра в соответствии с нормами технологического режима, требованиями к точности замера его значений, свойствами измеряемой среды (агрегатное состояние, фазовый состав, агрессивные свойства), а также требованиями к характеру информации (показывающий или записывающий приборы) и месту ее получения (рабочее место или центральный щит управления).

При выполнении раздела «Аналитический контроль» студент составляет карту-график аналитического контроля, а также перечень необходимых анализов и методик анализа. При анализе сырья и готовой продукции необходимо делать ссылки на ГОСТы или ТУ, из которых взяты методики анализа.

#### **4.5.11. Размещение технологического оборудования**

В настоящем разделе пояснительной записки освещаются вопросы компоновки оборудования и архитектурно-планировочные решения.

Компоновка аппаратуры и оборудования технологической схемы - один из важнейших этапов разработки проекта промышленного производства.

От успешного решения этой задачи во многом зависят условия организации и управления технологическим процессом, а также затраты и сроки выполнения работ, связанных со строительством и эксплуатацией производства.

Технологическое оборудование производств органического синтеза размещается как в закрытых помещениях, так и на открытых площадках. Современные средства дистанционного контроля и управления дают возможность для успешного решения задачи компоновки оборудования.

Таблица 4

## Контроль производства и управление технологическим процессом

№ п/п	Наименование стадии процесса, места измерения параметров или отбора проб	Контролируемый параметр	Частота и способ контроля	Нормы и технологические показатели	Режим работы по статистическим методам управления качеством продукции или автоматизированным системам управления технологическим процессом (АСУТП)	Методы испытания и средства контроля	Кто контролирует
1. Технологический контроль							
1	Ввод сырья и энергетических ресурсов						
	1.1. ...	...	...	...	...	...	...
2	2.1. Получение метаноловоздушной смеси						
	2.1.1. ...	...	...	...	...	...	...
	2.1.9. Трубопровод метаноловоздушной смеси после перегревателя поз. Т8	Температура, °С	Непрерывно по прибору с записью в журнале	90...150		Датчик ТСП-5071, гр.22, предел измерения 0...200 °С, класс точности 0,5 Вторичный прибор КСМЗ-ПИ, гр.22, шкала 0...200 °С, класс точности 0,5 Клапан «НО».	Аппаратчик
2. Аналитический контроль							
	1. Метанол поступающий в цех	содержание: метанола, %	по требованию	не менее 99,0		ГОСТ-2222, методика 30-14-06-11	Лаборант

При компоновке аппаратуры и оборудования следует иметь в виду, что:

а) *в закрытых помещениях* размещается аппаратура и оборудование производств, требующих особой чистоты воздуха, постоянной температуры окружающей среды или кондиционирования воздуха, а также оборудование производств, по которым имеются специальные указания и требования к условиям техники безопасности и санитарной гигиены;

б) *на открытых площадках* размещается основная часть технологической аппаратуры и оборудования, что обеспечивает возможность снижения стоимости и сокращения сроков строительства и монтажа, а также стоимости эксплуатации производственных помещений. Климатические условия не являются препятствием для размещения оборудования на открытых площадках при учете тепловой характеристики аппарата (тепловой и температурный режим процесса, тепловая инерция), условий его эксплуатации и при реализации необходимых защитных мероприятий. К таким мероприятиям относятся:

- правильно запроектированная и хорошо выполненная изоляция аппаратуры и трубопроводов;
- возможность быстрой эвакуации воды из аппаратов, имевших водяное охлаждение, при прекращении работы этих аппаратов;
- надежная система обогрева аппаратов, предназначенных для хранения и переработки легко застывающих продуктов;
- применение погружных насосов для транспорта жидких продуктов;
- применение электродвигателей в закрытом исполнении;
- применение навесов и кожухов для защиты отдельных групп аппаратов и машин от пыли и атмосферных осадков;
- установка незамерзающих дроссельных клапанов в нижних точках аппаратов, предназначенных для хранения обводненных жидких продуктов;
- организация централизованной системы управления процессом (автоматическое управление, сигнализация, дистанционный контроль и управление с центрального пульта) с учетом возможности легкого и доступного наблюдения за работой оборудования.

В тех случаях, когда по каким-либо причинам размещение оборудования на открытых площадках недопустимо, в проекте дается специальное обоснование, подтверждающее необходимость размещения его в закрытом помещении.

При размещении аппаратуры и оборудования на открытых площадках постоянное рабочее место обслуживающего персонала предусматривается в отапливаемом и вентилируемом помещении.

Компоновка подсобных и бытовых помещений выполняется на основе учета штатного расписания и сменности работы цеха с соблюдением санитарных норм.

#### **4.5.12. Техника безопасности, противопожарные мероприятия, промышленная санитария и охрана труда**

Обязательными пунктами данного раздела являются:

- 1) характеристика токсичности исходных веществ и материалов, продуктов производства, ПДК веществ в воздухе рабочей зоны;
- 2) характеристика категоричности производства и помещений по взрыво- и пожароопасности;
- 3) основные виды опасностей в производстве и обязательные условия безопасного ведения процесса. Перечень решений по технологии производства, управлению технологическим процессом, обеспечивающих безопасность производства и безопасную эксплуатацию оборудования;
- 4) требования, предъявляемые к конструкции аппаратов, различным уплотнениям, обеспечивающие безопасную эксплуатацию этих аппаратов, уменьшающие попадание агрессивных и токсичных веществ в окружающую среду.
- 5) Пожаро-, взрывоопасные, токсические свойства сырья, полупродуктов, готовой продукции и отходов производства, а также классификация помещений и наружных установок по взрыво-, пожароопасности, степени огнестойкости, электрооборудованию и санитарной характеристике обычно оформляются в виде таблиц. Пункты 3 и 4 настоящего раздела оформляются в произвольной форме, в виде пояснительного текста или таблиц (см. табл. 5, 6). Содержание других пунктов согласовывается с консультантом по охране труда.

#### **4.5.13. Охрана окружающей среды**

В разделе необходимо прежде всего перечислить возможные выделения токсичных и огне-, взрывоопасных веществ, точки выделений и временные характеристики выделений (случайные, периодические, постоянные), причины возможных опасных выделений (аварийная ситуация, ремонт аппаратов и машин, технология), указать условия выпуска токсичных выбросов в канализацию или в факельную систему.



Таблица 5

Пожаро-, взрывоопасные и токсические свойства сырья,  
полупродуктов, готового продукта и отходов производства

№№ п.п.	Наименование сырья, полупродуктов, готового продукта, отходов производства	Класс опасности ГОСТ 12.1.007-76	Температура, °С			Концентрационный предел воспламенения, % об.		Характеристика токсичности	Предельно-допустимая концентрация вредных веществ в воздухе рабочей зоны производственных помещений (ГОСТ 12.1.005-88)
			вспышки	воспламенения	самовоспламенения	нижний предел	верхний предел		
2	Водород		-	-	510	в смеси с 4.0 в смеси с 4.1	воздухом 75.0 кислородом 94	При высоких концентрациях вызывает удушье	-
3	Оксид углерода	4	-	-	610	в смеси с 12.5 в смеси с 15.5	воздухом 74 кислородом 94	Отравляющее вещество, вызывает кислородное голодание, приводит к удушью	20 мг/м <sup>3</sup>
6	Метанол (сырец, ректификат, фракция метанол-масло-вода)	3	8	6...39	465 по метиловому спирту	в смеси с 5.5	воздухом 36.5	Метанол - сильный нервно-сосудистый яд. При приеме внутрь вызывает слепоту и смерть. Смертельная доза - 30 см <sup>3</sup> , а тяжелое отравление сопровождающееся слепотой - 5...10 см <sup>3</sup> . Вдыхание паров вызывает расстройство нервной системы, органов дыхания, раздражение слизистых оболочек глаз, кишечного тракта. Метанол вызывает отравление при всасывании через поры кожи (при проливах и намочении одежды, обуви и др.). Класс опасности - 3.	5 мг/м <sup>3</sup>

Таблица 6

Классификация помещений и наружных установок по взрыво-, пожароопасности, степени огнестойкости, электрооборудованию и санитарной характеристики

№№ п.п.	Наименование цеха, отделения, установки	Категория взрывоопасности производства по НПВ-105-95	Классификация помещений и наружных установок по электрооборудованию (ПУЭ)		Группа производственных процессов по санитарной характеристике по СНиП П-92-76
			класс помещений по правилам устройств электроустановок	категория и группа взрывоопасных смесей по правилам изготовления взрывозащищенного и рудничного электрооборудования	
1	<u>Ректификация метанола</u> (зона А)				
а)	открытая площадка	А	В-1г	Пс-Т1, ПА-Т2	Шб
б)	насосная	А	В-1а	ПА-Т2	Шб
в)	анализаторная	А	В-1а	ПА-Т2	Шб

После указания точек выбросов загрязнителей окружающей среды перечисляются операции, которые необходимо выполнить для обезвреживания загрязнителей с учетом их физико-химических свойств (сбор, концентрирование за счет конденсации, адсорбции, абсорбции и последующая утилизация – окисление (сжигание) или восстановление до нетоксичных соединений; нейтрализация кислот и оснований; рассеяние в атмосфере через высокие трубы и т. д.).

Особое внимание следует уделить утилизации вспомогательных продуктов, используемых в технологических процессах, например, растворителей, машинного масла и т. д., если в процессе меняется их состав или химическое строение.

Необходимо найти способы восстановления свойств вспомогательных материалов, предусмотреть операции регенерации. Регенерации должны подвергаться не только достаточно дорогие растворители и масла, но даже вода, с целью ее повторного использования в процессе. Регенерация свойств вспомогательных материалов проводится не только с целью повышения экономических показателей процесса, но и с целью защиты окружающей среды от загрязнителей. В технологической схеме должны быть предусмотрены аппараты и машины, предназначенные для обезвреживания или сбора выбросов, а также линии сброса в тот или иной вид канализационной сети, на биохимическую очистку, в факельную систему.

Раздел завершается таблицами отходов производства (твердых, жидких, газообразных), в которой приводится характеристика отходов, их количества и способ утилизации (табл. 7...9).

#### **4.5.14. Организация и экономика производства**

В экономической части выпускной квалификационной работы дается технико-экономическая оценка совокупности всех решений, принятых в процессе проектирования (выбор способа производства, места строительства, аппаратурное и энергетическое оформление технологической схемы, реализация побочных продуктов, степень автоматизации производства и пр.).

Основными показателями эффективности являются:

- уровень рентабельности производства;
- срок окупаемости капиталовложений и коэффициент их эффективности.

Таблица 7

## Выбросы в атмосферу

Наименование выброса, отделение, аппарат, диаметр и высота выброса	Количество источников выбросов	Суммарный объем отходящих газов, т, м <sup>3</sup> /ч	Периодичность, ч/сутки	Характеристика выброса			Примечание
				Температура, °С	Состав выброса, мг/м <sup>3</sup> , г/м <sup>3</sup> , % об.	Допустимое количество нормируемых компонентов, кг/ч	
1. Колонна абсорбционная поз. К16: <i>h</i> –27,77 м, <i>d</i> –2,20 м	3	6660,0	6 ч/год	21	формальдегид – 4,0 г/м <sup>3</sup> метанол – 7,0 г/м <sup>3</sup> окись углерода – 50,0 г/м <sup>3</sup>	0,0012 0,0082 0,0145	
2. Емкости хранения формалина	8	–	24	15	формальдегид метанол	1,1909 0,1786	

Таблица 8

## Сточные воды

Наименование стока, отделение, аппарат	Куда сбрасывается	Количество стоков, м <sup>3</sup> /сутки	Периодичность стоков	Состав сброса, мг/л (по компонентам)	Допустимое количество сбрасываемых вредных веществ, кг/сутки	Примечание
1. Сточные воды от промывки насосов	в емкость поз. Е148/1	0,5	Периодически 1 раз в 3 дня	Формальдегид – 2000; метанол – 2000	ДВП, мг/л формальдегид – 0,66; метанол – 6,00	Из поз. Е148/2 стоки поступают в стандартизатор поз. Е42/2 и далее в процесс

Таблица 9

## Твердые отходы

Наименование отхода, отделение, аппарат.	Куда складывается, транспорт, тара	Количество отходов, кг/сутки	Периодичность образования	Характеристика твердых отходов		Примечание
				Химический состав, влажность, %	Физические показатели, уд. вес, г/см <sup>3</sup>	
Отработанный катализатор «серебро на пемзе», катализаторное отделение	Сдается на завод регенераций драгоценных металлов	7,40	При перегрузка катализатора в реакторах 3 раза в год	Металлическое серебро нанесенное на гранулы пемзы, загрязненное сажей.		
Пемза размером зёрен менее 2 мм	Сдаётся как строительные отходы на полигон твердых бытовых отходов в районе д. Михайловки	0,192	При просеивании гранулированной пемзы перед процессом наработки катализатора	SiO – до 74% AlO +FeO+TiO – до 24% MgO – н/б 3% CaO – н/б 5%	Твердое вещество, пемза кусковая или гранулированная	В производстве катализатора используется в основном гранулированная пемза

Содержание пунктов настоящего раздела согласовывается с консультантом по экономике производства.

В тех случаях, когда темой выпускной квалификационной работы является сравнительная оценка ряда схем промышленного синтеза целевого продукта, содержание экономической части может быть изменено совместным решением консультантов по технологической и экономической частям проекта.

## **4.6. Расчетная часть проекта**

### **4.6.1. Материальный баланс**

Выполняемые в этом разделе расчеты материального баланса процесса являются основой для всех технологических расчетов. В ряде процессов материальный баланс составляется совместно с тепловым. Материальный баланс составляется для всего проектируемого процесса, при этом количество всех материалов, поступающих в процесс, должно быть равно количеству всех продуктов процесса с учетом потерь, величина которых берется с учетом данных практики или оценивается теоретически.

Для составления материального баланса процесса в целом необходимо рассчитать материальный баланс отдельных стадий процесса, проводимых в отдельных аппаратах, отдельных узлах установки или иногда в отдельных частях аппарата.

Материальный баланс отдельных аппаратов, в которых происходит изменение состава материальных потоков, и всего процесса в целом с учетом потерь после проведения расчетов представляется в виде таблиц.

Расчет материальных балансов непрерывных процессов обычно ведется в массовых единицах, чаще всего употребляется размерность «кг/ч» (часовая производительность). Часовая производительность определяется по годовой мощности, задаваемой руководителем проекта, с учетом эффективного времени работы установки, взятого из данных практики. Для расчета материальных балансов процессов разделения полезно использовать размерность «кмоль/ч».

После определения часовой производительности составляется схема материальных потоков (рис. 3). Для этого в технологической последовательности вычерчиваются условно (прямоугольниками) изображения аппаратов, в которых происходит изменение составов. Условные изображения соединяются линиями, отражающими движение

материальных потоков. Над каждой линией материального потока в табличной форме записываются известные данные о потоке: наименование компонентов, количество отдельных компонентов в кг/ч и в процентах. Далее составляются уравнения химических реакций, протекающих в аппаратах, с указанием доли исходного вещества, расходуемого в каждой реакции (основной и побочной).

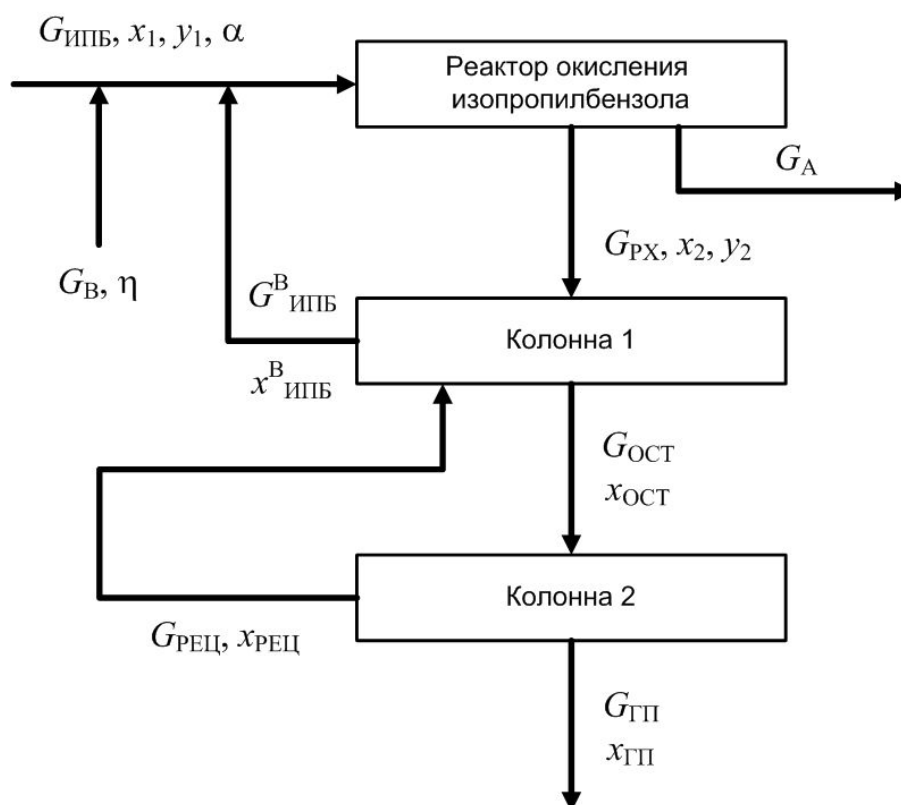


Рис. 3. Схема материальных потоков установки производства фенола и ацетона окислением изопропилбензола

Теперь можно уточнить задачи расчета, т. е. установить, какие значения отдельных статей материального баланса нуждаются в определении, известных, постоянных и переменных величин надо составить для нахождения неизвестных значений. При этом одновременно выясняется, какие физические, химические константы и технологические данные необходимо собрать, чтобы произвести расчет.

После подбора всех констант, данных литературных источников и материалов практической работы соответствующих производств можно приступать к расчетам.

### Пример расчета материального баланса

Расчет материального баланса в проекте установки производства фенола и ацетона окислением изопропилбензола (ИПБ) (рис. 3). Расчет необходимо производить постадийно.

При расчете материального баланса стадии окисления необходимо на основании заводских данных выбрать следующие исходные параметры:

- содержание гидроперекиси изопропилбензола (ГП) в исходной шихте в масс. долях  $x_1$
- содержание ГП в реакционной массе окисления в масс. долях  $x_2$
- содержание продуктов распада (ПР) в окислительной шихте, масс. долей  $y_1$
- содержание ПР в реакционной массе, масс. долей  $y_2$
- степень использования кислорода воздуха в процессе  $\eta$
- расходный коэффициент ИПБ в т на 1 т фенола  $\alpha$

Материальный баланс установки рассчитывается исходя из мощности установки по производству фенола  $G_{\Phi}$  в тыс. т/год, которая задается преподавателем, консультирующим проект.

#### *Расчет стадии окисления изопропилбензола*

На основании годовой производительности определяется часовая производительность установки

$$G'_{\Phi} = \frac{G_{\Phi} \cdot 1000 \cdot 10^3}{z \cdot 24},$$

где  $G'_{\Phi}$  – часовая производительность в кг/час;  $z$  – число суток работы установки в год, с учетом графиков планово-предупредительных ремонтов.

Теоретический расход кислорода воздуха на окисление определяется по формуле

$$G_K = 0,267 \cdot G_{\text{ИПБ}},$$

где 0,267 – стехиометрический расход кислорода на окисление изопропилбензола, кг  $O_2$ /(кг ИПБ).

Общая подача кислорода с учетом степени его использования составит:

$$G'_K = \frac{G_K}{\eta} = \frac{0,267 \cdot G_{\text{ИПБ}}}{\eta}.$$

Расход воздуха с учетом в нем кислорода составит:



$$G_B = \frac{G'_K}{0,232} = \frac{0,267 \cdot G_{\text{ИПБ}}}{0,232 \cdot \eta},$$

где 0,232 – весовая доля кислорода в воздухе.

Количество образовавшейся ГП и продуктов распада можно определить следующим образом:

$$G = G_{\text{ИПБ}} + G_K = G_{\text{ИПБ}} + 0,267 \cdot G_{\text{ИПБ}} = 1,267 \cdot G_{\text{ИПБ}}.$$

Количество ИПБ, уносимого абгазом, определяется согласно закона Дальтона:

$$G_{\text{ИПБ}}^A = \frac{P_{\text{ИПБ}} \cdot M_{\text{ИПБ}}}{(P_0 - P_{\text{ИПБ}}) \cdot M_{\text{CP}}} \cdot (G_B - G_K),$$

где  $P_{\text{ИПБ}}$  – парциальное давление паров ИПБ при параметрах процесса окисления (температура, давление);  $P_0$  – общее давление в системе;  $M_{\text{ИПБ}}$  – молекулярная масса ИПБ;  $M_{\text{CP}}$  – средняя молекулярная масса воздуха.

Количество ИПБ в абгазе с учетом низкомолекулярных кислых продуктов, образовавшихся в процессе и уносимых абгазом, увеличиваем на 0,005 (из практических данных):

$$G_{\text{ИПБ}}^C = 1,005 \cdot G_{\text{ИПБ}}^A.$$

Из уравнений материальных балансов окислительной массы определим количество и состав окислительной шихты.

Количество реакционной массы окисления:

$$G_{\text{PM}} = G_{\text{Ш}} - G_{\text{ИПБ}}^C + G_K,$$

$$G = G_{\text{PM}} \cdot x_2 + G_{\text{PM}} \cdot y_2 - G_{\text{Ш}} \cdot x_1 - G_{\text{Ш}} \cdot y_1 = G_{\text{PM}} \cdot (x_2 + y_2) - G_{\text{Ш}} (x_1 + y_1),$$

$$G_{\text{Ш}} = \frac{G + (G_{\text{ИПБ}}^C - 0,267 \cdot G_{\text{ИПБ}}) \cdot (x_2 + y_2)}{x_2 + y_2 - x_1 - y_1},$$

в том числе:

ИПБ

$$G_{\text{ИПБ}}^{\text{Ш}} = (1 - x_1 - y_1) \cdot G_{\text{Ш}};$$

ГП

$$G_{\text{ГП}}^{\text{Ш}} = x_1 \cdot G_{\text{Ш}};$$

ПР

$$G_{\text{ПР}}^{\text{Ш}} = y_1 \cdot G_{\text{Ш}}.$$

количество избыточного кислорода

$$\Delta G_K = G_K - G'_K.$$

Содержание в продуктах распада в окислительной шихте и реакционной массе ацетофенона и диметилфенилкарбинола берется из производственных данных. Содержание ацетофенона, как правило,

равно 40%, а диметилфенилкарбинола – 60 % от содержания продуктов распада в окислительной шихте или реакционной массе.

Количество и состав реакционной массы рассчитывается следующим образом:

$$G_{PM} = G_{Ш} - G_{ИПБ}^C + G_K,$$

в том числе:

ИПБ

$$G_{ИПБ}^{PM} = (1 - x_2 - y_2) \cdot G_{PM};$$

ГП

$$G_{ГП}^{PM} = x_2 \cdot G_{PM};$$

ПР

$$G_{ПР}^{PM} = y_2 \cdot G_{PM}.$$

Количество абгаза определяется по формуле:

$$G_A = G_B - G_K + G_{ИПБ}^A.$$

После проведения расчетов можно составить материальный баланс процесса окисления изопрропилбензола, результаты которого оформляются в виде таблицы (табл. 10).

Таблица 10

Материальный баланс процесса окисления изопрропилбензола

Приход			Расход		
Наименование веществ	кг/ч	%	Наименование веществ	кг/ч	%
1. Окислительная шихта, в том числе: – изопрропилбензол – гидропероксид – изопрропилбензола – ацетофенон – диметилфенилкарбинол			1. Реакционная масса (оксидант), в том числе: – изопрропилбензол – гидропероксид изопрропилбензола – ацетофенон – диметилфенилкарбинол		
Итого		100	Итого		100
2. Воздух, в том числе: – азот – кислород			2. Абгаз, в том числе: – азот – кислород		
Итого		100	Итого		100
Итого		100	Итого		100

*Расчет материального баланса стадии укрепления гидроперекиси изопрропилбензола*

Укрепление ГП осуществляется в двухколонном агрегате (рис. 3) – в колонне 1 осуществляется концентрирование ГП, т.е. отгонка основного количества непрореагировавшего ИПБ, который

возвращается в процесс окисления. С низа колонны 1 выводится концентрированная ГП (с концентрацией 60...80 %), которая направляется в колонну 2, где осуществляется доукрепление ГП. С верха колонны собирается фракция, содержащая ИПБ, направляемая в качестве рецикла в колонну 1. С низа колонны 2 выводится укрепленная ГП (концентрация которой 90...95 %), направляемая на стадию разложения ГП на фенол и ацетон.

При расчете материального баланса стадии укрепления ГП студент использует данные производственной практики по концентрациям потоков конечных и промежуточных веществ:

содержание ИПБ в возвратном потоке с верха колонны 1

$$x_{ИПБ}^B$$

содержание ИПБ в продукте с низа колонны 1

$$x_{ОСТ}$$

содержание ИПБ в рециркуляте с верха колонны 2

$$x_{РЕЦ}$$

содержание ИПБ в укрепленной ГП

$$x_{ГП}$$

Решим это уравнение относительно  $G_{ГП}$

$$G_{ГП} = \frac{G_{PM} \cdot (x_{ГП} - x_{ИПБ}^B)}{x_{ГП} - x_{ИПБ}^B}.$$

Уравнение материального баланса по колоннам:

$$G_{PM} = G_{ИПБ}^B + G_{ГП}.$$

Откуда уравнение по ИПБ:

$$G_{PM} \cdot x_{PM} = G_{ИПБ}^B \cdot x_{ИПБ}^B + G_{ГП} \cdot x_{ГП}$$

или

$$G_{PM} \cdot x_{PM} = (G_{PM} - G_{ГП}) \cdot x_{ИПБ}^B + G_{ГП} \cdot x_{ГП}.$$

Определим количество возвратного продукта:

$$G_{ИПБ}^B = G_{PM} - G_{ГП}.$$

Уравнение материального баланса по колонне 2

$$G_{ОСТ} = G_{ГП} + G_{РЕЦ}.$$

Баланс ИПБ по колонне 2

$$G_{ОСТ} \cdot x_{ОСТ} = G_{ГП} \cdot x_{ГП} + G_{РЕЦ} \cdot x_{РЕЦ}$$

или

$$(G_{ГП} + G_{РЕЦ}) \cdot x_{ОСТ} = G_{ГП} \cdot x_{ГП} + G_{РЕЦ} \cdot x_{РЕЦ},$$

$$G_{\text{РЕЦ}} = \frac{G_{\text{ГП}} \cdot (x_{\text{ГП}} - x_{\text{ОСТ}})}{x_{\text{ГП}} - x_{\text{ОСТ}}}$$

После определения  $G_{\text{РЕЦ}}$  определяем  $G_{\text{ОСТ}}$ .

Необходимые для расчетов содержания ИПБ в материальных потоках, а также содержание других продуктов, количество которых будет рассчитано аналогично, берутся из производственных данных (по материалам практики). Результаты расчетов сводятся в таблицы (табл. 11 и 12).

Таблица 11

Материальный баланс колонны 1

Приход			Расход		
Наименование веществ	кг/ч	%	Наименование веществ	кг/ч	%
1	2	3	4	5	6
1. Реакционная масса, в том числе:			1. Возвратный ИПБ в том числе:		
– изопропилбензол			– изопропилбензол		
– гидропероксид изопропилбензола			– гидропероксид изопропилбензола		
– ацетофенон			– ацетофенон		
– диметилфенилкарбинол			– диметилфенилкарбинол		
Итого		100	Итого		100
2. Рецикл, в том числе:			2. Кубовый остаток, в том числе:		
– изопропилбензол			– изопропилбензол		
– гидропероксид изопропилбензола			– гидропероксид изопропилбензола		
– ацетофенон			– ацетофенон		
– диметилфенилкарбинол			– диметилфенилкарбинол		
Итого		100	Итого		100

Таблица 12

Материальный баланс колонны 2

Приход			Расход		
Наименование веществ	кг/ч	%	Наименование веществ	кг/ч	%
1	2	3	4	5	6
1. Кубовый остаток, в том числе:			1. Рецикл в том числе:		

Продолжение табл. 12

1	2	3	4	5	6
– изопропилбензол			– изопропилбензол		
– гидропероксид изопропилбензола			– гидропероксид изопропилбензола		
– ацетофенон			– ацетофенон		
– диметилфенилкарбинол			– диметилфенилкарбинол		
			2. Укрепленная ГП, в том числе:		
			– изопропилбензол		
			– гидропероксид изопропилбензола		
			– ацетофенон		
			– диметилфенилкарбинол		
Итого		100	Итого		100

После составления материального баланса по отдельным аппаратам необходимо определить количество свежего ИПБ и составить сводную таблицу материального баланса стадии окисления.

#### 4.6.2. Тепловой баланс

Все химические процессы проводятся при строго определенных температурных условиях и в большинстве случаев требуют подвода или отвода строго заданного количества тепла. Для определения величин подводимого или отводимого тепла для каждого аппарата, в котором происходит изменение теплосодержания материальных потоков, составляется тепловой баланс, который в наиболее общей форме может быть представлен следующим образом:

$$Q_{\text{прихода}} = Q_{\text{расхода}}$$

Например для случая, когда процесс идет с нагревом – выделением тепла в аппарате

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$

где  $Q_1$  – тепло, вносимое в аппарат с перерабатываемыми веществами;  $Q_2$  – тепло, отдаваемое теплоносителем реакционной массе;  $Q_3$  – тепловой эффект процесса, проводимого в аппарате (химическая реакция, фазовый переход и т. д.);  $Q_4$  – тепло, уносимое из аппарата продуктами реакции;  $Q_5$  – тепло, расходуемое на нагрев деталей аппарата (для периодических процессов);  $Q_6$  – тепло, теряемое в окружающую среду.

Величина  $Q_3$  может попасть и в расходную часть выражения для теплового баланса, если процесс в аппарате идет с поглощением тепла.

Размерности слагаемых  $Q_i$  теплового баланса для непрерывного процесса – кВт, для периодического – кДж.

В случае непрерывного процесса тепловой расчет проводят на 1 ч работы аппарата, в случае периодического процесса – на одну операцию для всех стадий (зон), связанных с теплообменом. К ним относятся нагревание, охлаждение, а также стадии, на которых происходят химические реакции или физико-химические процессы (растворение, кристаллизация, изменение агрегатного состояния веществ и т. п.).

В основе теплового расчета периодического процесса лежит температурный график – зависимость температуры в аппарате от времени, по которому определяют зоны теплообмена.

Ниже приведены формулы расчета составляющих теплового баланса:

$$Q_1 = \sum G_i^H \cdot c_p^H \cdot T_H$$

где  $G_i^H$  – расход исходного вещества или компонента реакционной массы для непрерывного процесса, кг/ч; масса вещества в начале зоны теплообмена или масса вещества, загружаемого в аппарат в начале этой зоны, для периодического процесса, кг;  $c_p^H$  – теплоемкости соответствующих веществ или компонентов при  $T_H$ , кДж/(кг·К);  $T_H$  – температура исходного вещества или компонента реакционной массы на входе в аппарат – для непрерывного процесса или же начальная температура стадии теплообмена либо температура вещества, загружаемого в аппарат на этой стадии – для периодического процесса, К;

$$Q_4 = \sum G_i^K \cdot c_p^K \cdot T_K$$

где  $G_i^K$  – расход продукта или компонента реакционной массы на выходе из аппарата – для непрерывного процесса, кг/ч; масса вещества или компонента реакционной массы в конце стадии теплообмена – для периодического процесса, кг;  $c_p^K$  – теплоемкость вещества при  $T_K$ , кДж/(кг·К);  $T_K$  – температура продукта или компонента реакционной массы на выходе из аппарата – для непрерывного процесса или же температура реакционной массы в конце зоны теплообмена – для периодического процесса, К.

При расчете слагаемых  $Q_1$  и  $Q_4$  массы веществ  $G$ , берут по данным материального расчета.

Значения тепловых эффектов рекомендуется брать по экспериментальным данным; то же относится и к величинам

теплоемкостей, но надо помнить, что эти величины можно и рассчитывать.

Тепловой эффект процесса  $Q_3$  представляет собой суммарное количество тепла, которое выделяется или поглощается при протекающих химических реакциях и физико-химических процессах:

$$Q_3 = \sum Q_P + Q_{\text{ФХП}}$$

где  $Q_P$  – тепловой эффект химической реакции;  $Q_{\text{ФХП}}$  – тепловой эффект физико-химических процессов.

Общий тепловой эффект реакции рассчитывают с использованием удельного теплового эффекта реакции  $\Delta H_P$ , кДж/моль конечного продукта. При инженерных расчетах часто используют термодимические величины (тогда  $q_P = -\Delta H_P$ ), которые для простых реакций могут быть найдены в справочной литературе. При их отсутствии величину  $q_P$  определяют с использованием теплот образования из элементов реагирующих и образующихся веществ по закону Гесса.

Для реакции вида  $a A + b B \rightarrow c C + d D$  имеем

$$q_P = q_C^0 + \frac{d}{c} \cdot q_D^0 - \frac{a}{c} \cdot q_A^0 - \frac{b}{c} \cdot q_B^0 \text{ кДж/(моль} \cdot \text{К)},$$

$$q_i^0 = -\Delta H_{P_i},$$

где  $q_i^0$  – теплота образования  $i$ -го реагента.

Теплоты образования (энтальпии образования) соединений могут быть найдены в справочниках физико-химических величин. При отсутствии необходимых данных их можно вычислить по теплотам сгорания как разность между теплотой сгорания элементов, входящих в состав соединения, и теплотой сгорания самого соединения:

$$q_C^0 = \sum (n \cdot q_{\text{Э}}^{\text{СГ}} - q_C^{\text{СГ}}),$$

где  $q_C^0$  – теплота образования соединения;  $n$  – число одноименных атомов в молекуле соединения;  $q_{\text{Э}}^{\text{СГ}}$  – теплота сгорания элемента, кДж/г·атом (ккал/г·атом);  $q_C^{\text{СГ}}$  – теплота сгорания соединения, кДж/моль (ккал/моль).

При отсутствии экспериментальных данных о теплотах сгорания органических соединений их определяют расчетным путем.

Теплоты сгорания  $q_C^{\text{СГ}}$  жидких органических соединений могут быть определены по формуле Караша

$$q_C^{\text{СГ}} = 26,05 \cdot m + \sum \Delta \cdot \xi \text{ ккал/моль},$$

где  $m$  – число электронов, перемещающихся при сгорании молекулы соединения;  $\Delta$  – тепловая поправка на изменение структуры соединения или на введение заместителя;  $\xi$  – число одноименных поправок.

Данный метод расчета основан на предположении, что теплота сгорания является функцией числа электронов, переходящих при горении от сгорающего вещества к кислороду, а каждый заместитель изменяет значение теплоты сгорания на некоторую постоянную величину.

Рассмотрим применение формулы *Караша* на примерах расчета теплоты сгорания бензола и фенола.

При полном окислении бензола образуются диоксид углерода и вода. При этом у каждого атома углерода перемещается четыре электрона, а у каждого атома водорода – один электрон. Заместителей нет. Таким образом, при сгорании бензола  $m = 6 \cdot 4 + 6 \cdot 1 = 30$ ;  $q_C^{CT} = 26,05 \cdot 30 = 781,5$  ккал/моль. Экспериментальное значение  $q_C^{CT}$  для бензола – 783,2 ккал/моль.

В отличие от бензола молекула фенола содержит гидроксильную группу. Поправка  $\xi$  на гидроксильную группу в ароматическом ядре составляет 3,5 ккал/моль. Введение кислородсодержащего заместителя в молекулу приводит к тому, что у атомов, связанных с кислородом (окислителем), перемещается на 1 электрон меньше, чем у соединения, не имеющего подобного заместителя. У атома кислорода перемещается два электрона. Тогда для фенола число перемещающихся электронов  $m = 5 \cdot 4 + 6 \cdot 1 + 1 \cdot 2 = 28$ . Таким образом теплота сгорания фенола  $q_C^{CT} = 26,05 \cdot 28 + 3,5 = 732,9$  ккал/моль. Практически найденное значение теплоты сгорания фенола  $q_C^{CT} = 729,5$  ккал/моль.

По формуле *Караша* определяют теплоту сгорания органических соединений в жидком состоянии. Если требуется вычислить теплоту сгорания органических соединений, находящихся в других агрегатных состояниях, необходимо ввести соответствующие поправки, учитывающие теплоты плавления, испарения или растворения. Эти же физико-химические процессы могут сопровождать химические реакции или протекать самостоятельно на стадиях химико-технологического процесса.

С учетом поправки на агрегатное состояние  $q_C^{AG}$  теплота образования соединения

$$q_C^0 = \sum n \cdot q_E^{CT} - q_C^{CT} + q_C^{AG}.$$

Значения теплот испарения и плавления, отсутствующие в справочной литературе, могут быть вычислены с помощью теоретических и эмпирических формул.



Для вычисления теплоты испарения (кДж/кг) в зависимости от имеющихся данных могут быть использованы следующие выражения:

– уравнение *Клаузиуса – Клапейрона*

$$q^{\text{исп}} = 19,04 \cdot \lg \frac{P_2 / P_1}{\left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)} \cdot M$$

где  $P_1$  и  $P_2$  – парциальное давление паров жидкости при температуре (К) соответственно  $T_1$  и  $T_2$ , Па;  $M$  – молекулярная масса испаряющейся жидкости;

– уравнение *Нернста*

$$q^{\text{исп}} = 4,16 \cdot T \cdot \frac{9,5 \cdot \lg T + 0,007 \cdot T}{M},$$

где  $T$  – температура кипения жидкости, К;  $M$  – молекулярная масса жидкости;

– правило *Трутона*

$$q^{\text{исп}} = \frac{K \cdot T}{M},$$

где  $K$  – коэффициент, для большинства жидкостей равный 80...90;  $T$  – температура кипения, К;  $M$  – молекулярная масса жидкости.

Для определения теплоты плавления в большинстве случаев пользуются формулой *Вальдена*:

$$q^{\text{пл}} = 56,1 \cdot \frac{T_{\text{пл}}}{M},$$

где  $T_{\text{пл}}$  – температура плавления, К;  $M$  – молекулярная масса соединения.

Для органических соединений существует эмпирическая связь между теплотами плавления и испарения:  $q^{\text{пл}} = 0,356 \cdot q^{\text{исп}}$ .

Теплоту растворения (кДж/кг) твердых веществ, обладающих небольшой растворимостью, определяют по формуле

$$q = 19,04 \cdot T_1 \cdot T_2 \cdot \frac{\lg \frac{C_1}{C_2}}{(T_1 - T_2) \cdot M},$$

где  $C_1$  и  $C_2$  – растворимость вещества при температуре соответственно  $T_1$  и  $T_2$ , К;  $M$  – молекулярная масса растворенного вещества.

Для непрерывного процесса в установившемся режиме слагаемое теплового баланса  $Q_5$  равно 0.

Для периодического процесса количество тепла, необходимое для нагревания отдельных частей аппарата, находят по формуле

$$Q_5 = G_{\text{АП}} \cdot c_{P_{\text{АП}}} \cdot (T_{\text{АП}}^{\text{К}} - T_{\text{АП}}^{\text{Н}}),$$

где  $G_{\text{АП}}$  – масса отдельных частей аппарата, кг;  $c_{P_{\text{АП}}}$  – теплоемкость материала, из которого изготовлены отдельные части аппарата, кДж/(кг·К);  $T_{\text{АП}}^{\text{К}}$  и  $T_{\text{АП}}^{\text{Н}}$  – средняя температура отдельных частей аппарата в конце и в начале нагревания, К.

В конце нагревания (охлаждения) среднюю температуру отдельных частей аппарата определяют как среднюю арифметическую между температурами стенок со стороны теплоносителя (хладагента) и обрабатываемых материалов, соответствующими конечному моменту теплового процесса. Если в этот момент температура теплоносителя  $T_1$ , температура реакционной массы  $T_2$  известны коэффициенты теплоотдачи от более нагретой среды к стенке ( $\alpha_1$ ), от менее нагретой среды к стенке ( $\alpha_2$ ) и коэффициент теплопередачи ( $K_T$ ), то температуры стенок определяют по формулам

$$T_1^{\text{К}} = T_1 - K_T \cdot (T_1 - T_2) / \alpha_1,$$

$$T_2^{\text{К}} = T_2 + K_T \cdot (T_1 - T_2) / \alpha_2.$$

Следовательно,

$$T_{\text{АП}}^{\text{К}} = \frac{T_1^{\text{К}} + T_2^{\text{К}}}{2} = (T_1 + T_2) - K_T \cdot (T_1 - T_2) \cdot \frac{1/\alpha_1 - 1/\alpha_2}{2}.$$

Количество тепла, необходимое для компенсации тепловых потерь в окружающую среду, рассчитывают по уравнению

$$Q_6 = S_{\text{ТП}} \cdot \beta_T \cdot (T_{\text{СТ}} - T_{\text{СР}}) \cdot \tau,$$

где  $S_{\text{ТП}}$  – поверхность аппарата, теряющая тепло в окружающую среду;  $\beta_T$  – коэффициент теплоотдачи от нагретой поверхности к окружающей среде, Вт/(м·К);  $T_{\text{СТ}}$  – температура стенок поверхности, теряющей тепло в окружающую среду, К;  $T_{\text{СР}}$  – температура окружающей среды (воздуха), К;  $\tau$  – продолжительность процесса, с.

Уравнение теплового баланса решают относительно величины  $Q_2$ , которую используют для определения количества теплоносителей (хладагентов), расходуемых на проведение отдельных стадий процесса или на весь процесс в целом.

Расход пара (кг/ч) на нагревание определяют по формуле

$$D = \frac{Q_2}{H_S - c_{P_{\text{К}}} \cdot T},$$

где  $H_S$  – энтальпия греющего пара, кДж/кг;  $c_{P_{\text{К}}}$  – теплоемкость конденсата;  $T$  – температура конденсата, К.

Учитывая расход тепла на компенсацию потерь в окружающую среду трубопроводами и арматурой, а также различные неучтенные расходы, средний (часовой или суточный) расход пара увеличивают на

основании опытных данных на 20 %. Далее определяют расходный коэффициент по пару  $PK_{\Pi}$

$$PK_{\Pi} = \frac{D_{\Pi}}{G_{\Pi}},$$

где  $D_{\Pi}$  – среднесуточный расход пара, кг/сут;  $G_{\Pi}$  – суточная производительность по готовому продукту, т/сут.

Расход электроэнергии на нагревание (кВт·ч)

$$E_{\text{н}} = \frac{Q_2}{3600 \cdot \eta},$$

где  $\eta$  – к. п. д. электронагревательного прибора, принимаемый равным 0,75...0,95.

Расход топлива (газа – м<sup>3</sup>, мазута – кг) при обогреве топочными газами

$$B = \frac{Q_2}{\eta_{\text{T}} \cdot Q_{\text{T}}},$$

где  $\eta_{\text{T}}$  – к. п. д. печи, определяемый в результате ее теплового расчета, обычно он колеблется от 0,2 до 0,4;  $Q_{\text{T}}$  – теплота сгорания топлива, кДж/м<sup>3</sup> (кДж/кг).

Наиболее распространенными охлаждающими агентами являются вода, водные рассолы, воздух. Расход их (кг) определяют по формуле

$$W = \frac{Q_2}{c_p \cdot (T_{\text{к}} - T_{\text{н}})},$$

где  $c_p$  – теплоемкость охлаждающего агента, кДж/(кг·К);  $T_{\text{к}}$  и  $T_{\text{н}}$  – соответственно конечная и начальная температуры охлаждающего агента.

Величина  $Q_2$  (тепло, которое необходимо подвести к аппарату или отвести от него для протекания процесса в регламентных температурных условиях) связана с теплотехническими характеристиками аппарата. Для непрерывного процесса

$$Q_2 = K_{\text{T}} \cdot S_{\text{T}} \cdot \Delta T_{\text{ср}}, \quad (1)$$

где  $K_{\text{T}}$  – коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $S_{\text{T}}$  – теплообменная поверхность аппарата, м<sup>2</sup>;  $\Delta T_{\text{ср}}$  – средняя полезная разность температур между теплоносителем (хладагентом) и реакционной массой в аппарате.

Уравнение (1) решают относительно  $S_{\text{T}}$ ; последующие расчеты зависят от конструкции элементов теплообменной поверхности аппарата. Для аппаратов, у которых поверхность теплообмена лимитирована конструктивными особенностями (аппараты с рубашками, трубчатки), величину  $S_{\text{T}}$  сравнивают с фактической поверхностью теплообмена  $S_{\text{ф}}$ . При этом возможны два случая:

- 1)  $S_T < S_{\Phi}$ ; условия теплообмена удовлетворительные, производительность аппарата не лимитируется скоростью теплообмена;
- 2)  $S_T > S_{\Phi}$ ; условия теплообмена неудовлетворительные, производительность аппарата при данных теплотехнических характеристиках лимитируется скоростью теплообмена; в этом случае следует рассмотреть возможности увеличения  $S_T$ ,  $K_T$ ,  $\Delta T_{CP}$ , с учетом особенностей процесса и конструкции оборудования.

Если аппарат снабжен элементами теплообмена, поверхность которых можно изменить, то, исходя из величины  $S_T$ , определяют размеры элементов и их число. Например, для змеевиков определяют число витков, принимая диаметр трубки и диаметр витка змеевика.

Для стадий охлаждения и нагревания периодических процессе используют уравнение теплопередачи

$$Q_2 = K_T \cdot S_T \cdot \Delta T_{CP} \cdot \tau_i, \quad (2)$$

где  $S_T$ ,  $K_T$ ,  $\Delta T_{CP}$  – то же, что и в уравнении (1);  $\tau_i$  – продолжительность стадии теплообмена. Теплотехнические характеристики  $K_T$  и  $\Delta T_{CP}$  предварительно определяют для каждой стадии. Следует учитывать, что увеличение средней полезной разности температур  $\Delta T_{CP}$  допустимо только в узких пределах. Большое повышение (или понижение) температуры стенки аппарата, соприкасающейся с реакционной массой, может вызвать нежелательные возмущения – местные перегревы (или переохлаждения), в результате чего снижается выход готового продукта. Кроме того, при большой разности температур затруднено регулирование процесса в реакторе.

Для стадий процесса, связанных с химическими превращениями, необходимую поверхность теплообмена в нулевой момент времени, когда тепловая нагрузка максимальна, рассчитывают по формуле

$$S_T = \sum_{j=1}^n \frac{(\Delta H_{P_j})_{T_0} \cdot r_j^* \cdot V}{K_T \cdot (T_T - T)},$$

где  $r_j^*$  – скорость  $j$ -й химической реакции;  $V$  – удерживающая

способность агрегата ( $V = G_{\text{ч}} \cdot V_T \cdot \sum_{i=1}^n \tau_i$ );  $G_{\text{ч}}$  – заданная

производительность агрегата по готовому продукту, кг/ч;  $V_T$  – объем реакционной массы, приходящейся на 1 кг готового продукта, м<sup>3</sup>/кг;  $\tau_i$  – необходимое время пребывания реакционной массы в одном аппарате, ч;  $n$  – число аппаратов в технологическом агрегате;  $T$  и  $T_T$  –

температуры соответственно реакционной массы и теплоносителя (хладоагента).

Из всех рассчитанных значений  $S_T$  выбирают максимальное и сравнивают его с фактической поверхностью теплообмена.

Для стадий, характеризующихся условием  $S_T > S_{\Phi}$ , по уравнению (2) пересчитывают продолжительность стадий теплообмена, а затем продолжительность всей операции и еще раз проводят расчет числа единиц и производительности оборудования.

После расчета тепловых балансов составляется таблица потребностей энергоресурсов (табл. 13), при необходимости дается обоснование применения тех или иных видов энергоносителей.

Таблица 13

Потребности энергоресурсов на производство продукции

№ п/п	Наименование энергоносителя и его параметры	Цена единицы тепла (холода)	Расход часовой	Расход на 1 тонну продукта	Стоимость энергозатрат на 1 тонну продукта

#### 4.6.3. Технологический расчет основного аппарата

В этом разделе решаются две основные задачи:

- выбор типа аппарата на основе данных о физико-химических свойствах перерабатываемых веществ, а также исходя из механизма и кинетики процесса;
- определение объема реакционной зоны (ОРЗ), необходимого для достижения заданной степени превращения при выбранных параметрах процесса.

Тип аппарата должен, прежде всего, обеспечить оптимальный массообмен между взаимодействующими фазами, если нельзя реагенты и катализатор по какой-то причине сделать гомогенными. Интенсификация массообмена достигается за счет увеличения линейных скоростей движения потоков внутри аппаратов, установки различных распределяющих и организующих внутренних устройств, организации дополнительных контуров циркуляции как внутри аппарата, так и через выносные элементы и т.п. Применение внутренних устройств всегда рационально, если это ведет к увеличению производительности и селективности процесса, несмотря на некоторое удорожание аппарата и увеличение гидравлических потерь. Для

гомогенных систем необходимо решить вопрос быстрейшего смешения реагентов. Смешение можно предусмотреть или в самом аппарате или в специальном устройстве - смесителе.

Выбор типа аппарата определяется также механизмом процесса и кинетикой основной и побочных, нежелательных, реакций.

Если процесс включает в себя систему параллельных реакций и порядок основной реакции по наиболее дорогому реагенту больше, то необходимо применять реакторы, близкие по характеристикам к реакторам идеального вытеснения (РИВ), так как это обеспечит максимальную селективность за счет более высоких средних концентраций реагентов по длине аппарата при тех же степенях превращения, чем в аппарате, близком к непрерывно действующему реактору идеального смешения (РИС). Реактор, близкий к РИВ, выгодно также применять в случае наличия системы последовательных превращений типа  $A \rightarrow B \rightarrow C$ , когда целевой продукт является промежуточным (т. е. В). При наличии осложняющих обстоятельств, таких, как малая скорость процесса, когда необходимо применять большие ОРЗ и увеличивать время контакта, или возможность расслоения реакционной системы, или образования осадка и смол, или необходимость поддержания высокой концентрации одного из реагентов в течение всего процесса для сдвига равновесия и т.п., необходимо рассмотреть возможность замены РИВ каскадом последовательно включенных реакторов смешения. Для автокаталитических процессов обычно применяют комбинацию РИС и РИВ.

Для гетерогенных систем типа «жидкость-жидкость» или «жидкость-газ» выбор прямотока или противотока реагентов в реакторе также определяется механизмом и кинетикой процесса.

После выбора типа аппарата решается вопрос теплообмена. Теплообмен в реакторе можно организовать следующим образом:

- за счет внутренних теплообменных поверхностей (змеевиков, трубчаток и т. д.) и внешних (рубашек) или комбинации их;
- за счет применения выносных, дополнительных поверхностей теплообмена;
- за счет подачи потоков холодного (перегретого) реагента по длине реактора в отдельные точки;
- за счет разбиения реактора на адиабатические секции и организации теплообмена в пространстве между секциями и т. д.

Выбор организации теплообмена в аппарате определяется свойствами реагентов и продуктов, механизмом и кинетикой процесса, т. е. требованиями к распределению температур по поперечному и продольному сечениям аппарата, тепловым эффектом реакции, заданной степенью превращения, линейными размерами аппарата, теплопроводностью реакционной системы и коэффициентами теплообмена, свойствами энергоносителя.

Обоснование выбора типа аппарата дается в виде 1...2 страниц текста и эскиза аппарата. На эскизе схематично указываются все входы и выходы материальных потоков, энергоносителей, а также вид поверхности теплообмена и внутренние устройства (рис. 4).

Критерием выбора типа аппарата является обеспечение заданной производительности при максимальной селективности и минимальных затратах.

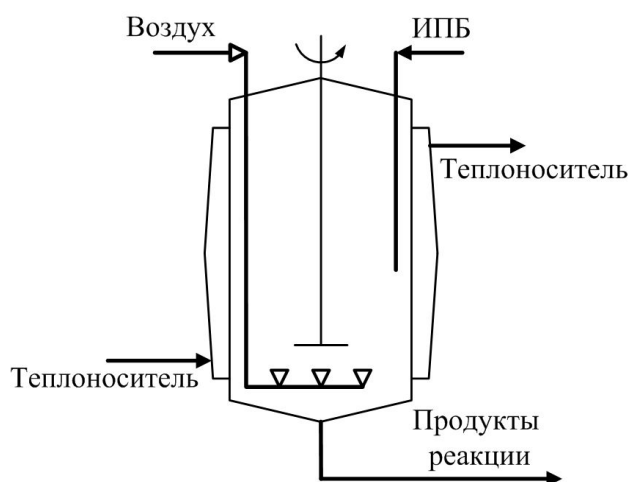


Рис. 4. Эскиз аппарата окисления изопробилбензола в гидроперекись изопробилбензола

Для обеспечения заданной производительности необходимо рассчитать величину объема реакционной зоны (ОРЗ). Расчет этой величины основывается на математическом решении определенных уравнений, соответствующих тому или иному типу реактора. В этих случаях нужно четко помнить, что их применимость обусловлена условием протекания процесса в кинетической (или псевдокинетической) области.

Наиболее простое выражение, позволяющее определять ОРЗ, представляется уравнением

$$V = U \cdot \tau,$$

где  $V$  – объем реакционной зоны,  $\text{м}^3$ ,  $U$  – объемный расход,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $\tau$  – время контакта, с.

Эта зависимость применима к любым проточным аппаратам и требует в основном информации о  $\tau$ , зависящем от глубины превращения и температуры. Обычно эту информацию берут из сведений о кинетике по рассматриваемому процессу (рис. 5). Поскольку зависимость  $f(x, T)$  нелинейна, то экстраполировать какое-то значение, взятое с действующего производства (и связанное с конкретными величинами  $x$  и  $T$ ) на другие значения конверсии и температур нельзя. Значение определяется (задается) автором проекта и отражает мощность проектируемого производства.

Другие формы записи расчетных уравнений перед их использованием требуют некоторого предварительного анализа по

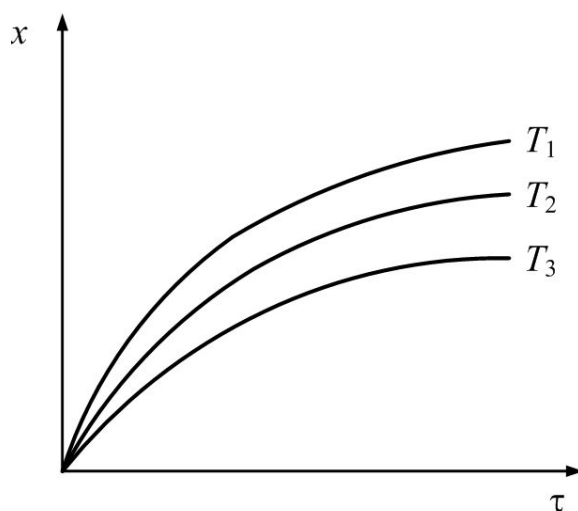


Рис. 5. Зависимость кинетических кривых от температуры

гидродинамическому и тепловому режимам будущего аппарата на соответствие используемых формул (моделей). Такой оценкой являются: по гидродинамике –  $Re_D$  – критерий Пекле диффузионный, по тепловому режиму –  $Re_T$  – критерий Пекле тепловой. (Обычно определяющим бывает –  $Re_D$ ).

Наиболее употребительны следующие модели.

### **Идеальные модели**

#### **Изотермический режим**

1. Проточные:



трубчатые 
$$V = F_i \cdot \int \frac{dx}{R_i};$$
 (3)

реакторы с мешалками 
$$V = \frac{F_i \cdot x}{R_i}.$$
 (4)

2. Периодический с мешалкой: 
$$V = \frac{N_i}{\tau} \cdot \int \frac{dx}{|r_i|},$$
 (5)

где  $V$  – объем реакционной зоны (ОРЗ) аппарата, м<sup>3</sup>;  $F_i$  – расход ключевого реагента, кмоль/ч;  $N_i$  – разовая загрузка ключевого реагента, кмоль;  $\tau$  – время реакции, ч;  $r_i$  – скорость химической реакции, кмоль/(м<sup>3</sup>·ч);  $x$  – конверсия ключевого реагента.

С моментами их применения и примерами их решений можно ознакомиться по литературе, рекомендуемой в курсе «Основы проектирования и оборудование заводов органического синтеза», а также в учебном пособии Г. Н. Иванова и др. «Основные методы расчета промышленных реакторов» (Томск: Изд-во ТПИ, 1986).

Для данных моделей критерием идеальности является (и этого достаточно) величина  $Re_D$ . При  $Re_D > 20$  можно рассчитывать ОРЗ по уравнениям идеальных трубчатых реакторов. Для реакторов с мешалками идеальное представление аппроксимируется  $Re_D \rightarrow 0$  (обычно при соотношении длины к высоте 1:1 и достаточно интенсивном перемешивании можно считать, что  $Re_D \approx 0$ ).

В тех случаях, когда для идеальных реакторов не реализуется изотермический режим, к оговоренным выше уравнениям (3–5) добавляется условие по тепловому режиму (балансу) в статической или динамической форме. Статическая форма теплового баланса наиболее простая:

Приход тепла с потокм на входе в реактор	+	Тепло химической реакции	+	Вынос тепла с потокм из реактора	+	Подвод или отвод тепла через поверхность теплообмена	= 0
--	---	--------------------------------	---	--	---	--	-----

Эта запись может в конкретных случаях упрощаться. Например, для адиабатического режима (при одной простой реакции):

$$F \cdot c_p \cdot T_{\text{ВХ}} + \Delta H_i \cdot F_i \cdot x_i + F \cdot c_p \cdot T_{\text{ВЫХ}} = 0,$$

где  $F$  – мольный расход потока на входе в реактор, кмоль/ч;  $F_i$  – мольный расход ключевого реагента, кмоль/ч;  $x_i$  – конверсия ключевого реагента;  $\Delta H_i$  – тепловой эффект химической реакции;  $c_p$ ,  $T_{\text{ВХ}}$ ,  $T_{\text{ВЫХ}}$  – соответственно теплоемкость, температура на входе и на выходе из реактора.

Кроме аналитических приемов определения ОРЗ можно использовать простые удобные графические методы. Применимость их не связана ни с типом идеального реактора, ни с их комбинациями друг с другом.

### **Неидеальные модели**

Отличие реальных реакторов от идеальных моделей принято характеризовать тремя видами отклонений от идеальности:

- наличием поперечных градиентов температур;
- наличием продольной диффузии;
- неравномерностью скоростей потока по сечению аппарата.

Из реальных реакторов почти не отличается от идеального представления реактор периодического действия с мешалкой (РПД). Несколько больше отличий от идеальной модели имеет реальный кубовый реактор проточного типа. И, наконец, наибольшим числом отклонений от идеальности характеризуется реальный трубчатый реактор непрерывного действия.

### ***Трубчатый реактор вытеснения***

Перечисленные виды отклонений могут быть более или менее удачно учтены в виде корректирующих дополнений в уравнениях материального и теплового балансов соответствующей идеальной модели. В итоге получаются более сложные виды математических описаний, чем для РИВ, учитывающие от одного и более указанных видов отклонений от идеальности. Как правило, решение подобных задач удобнее проводить с использованием вычислительной техники.

*Наличие продольной диффузии.* Степень отклонения от идеальности для трубчатых реакторов, работающих в изотермических условиях, оценивают по величине  $\frac{D}{w \cdot l}$ , обратной диффузионному критерию Пекле  $Pe_D$  (где  $w$  – скорость жидкости,  $l$  – длина реактора,  $D$

– коэффициент продольной диффузии). Численное значение  $\frac{D}{w \cdot l}$  изменяется от 0 до  $\infty$  и зависит от порядка реакции.

Практическое использование критерия Пекле сводится к установлению различий в объемах идеального и реального реакторов по известным уравнениям кинетики рассматриваемых процессов. В литературе приводятся графические зависимости, позволяющие оценить эти различия и избежать трудоемких аналитических решений.

Этот тип отклонения от идеальности учитывается диффузионной моделью. Тепловой режим может быть любым. Согласно диффузионной модели для стационарного процесса в изотермических условиях, математическое описание реактора вытеснения будет определяться зависимостью

$$\frac{1}{\text{Pe}_D} \cdot \frac{\partial^2 x_A}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial x_A}{\partial \varepsilon} + \frac{l}{w} \cdot r_A = 0.$$

То же, но для адиабатического теплового режима:

$$\frac{1}{\text{Pe}_D} \cdot \frac{\partial^2 x_A}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial x_A}{\partial \varepsilon} + \frac{l}{w} \cdot r_A = 0,$$

$$\frac{1}{\text{Pe}_T} \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial T}{\partial \varepsilon} + \frac{\Delta H \cdot l}{\bar{c}_p \cdot w} \cdot r_A = 0.$$

То же, но в режиме с внешним теплообменом:

$$\frac{1}{\text{Pe}_D} \cdot \frac{\partial^2 x_A}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial x_A}{\partial \varepsilon} + \frac{l}{w} \cdot r_A = 0,$$

$$\frac{1}{\text{Pe}_T} \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial T}{\partial \varepsilon} + \frac{\Delta H \cdot l}{\bar{c}_p \cdot w} \cdot r_A + K_T \cdot (T_T - T_X) = 0.$$

Принятые обозначения:  $l$  – длина реактора;  $w$  – линейная скорость потока;  $x_A$  – концентрация ключевого компонента;  $T$  – температура;  $T_T$  – температура потока охлаждения (нагрева);  $T_X$  – текущая температура;  $\varepsilon$  – безразмерная длина  $\left( \partial \varepsilon = \frac{\partial l}{l} \right)$ ;  $\Delta H$  – тепловой эффект реакции;

$\text{Pe}_D = \frac{w \cdot l}{\bar{D}}$  – критерий Пекле диффузионный;  $\text{Pe}_T = \frac{w \cdot l \cdot \bar{C}_p}{\bar{\lambda}}$  – критерий Пекле тепловой;  $\bar{D}$  – эффективный коэффициент диффузии;  $\bar{C}_p$  – эффективная теплоемкость единицы ОРЗ;  $\bar{\lambda}$  – эффективная

теплопроводность реакционной массы;  $K_T$  – коэффициент теплопередачи.

Математические приемы решения таких уравнений не представляют сложности, но имеют специфические условия, рассчитанные на использование ЭВМ. Познакомиться с ними можно в специальной литературе.

*Наличие градиентов скоростей.* Градиенты скоростей обусловлены неидеальностью потока жидкости в проточном реакторе, но, как правило, этот вид отклонения от идеальности в чистом виде встречается редко. Наиболее характерно такое проявление для вязких потоков. В зависимости от гидродинамического режима профиль скоростей потока по радиусу аппарата может определяться ламинарным ( $Re < 2300$ ) или турбулентным ( $Re > 2300$ ) течением. В первом случае диапазон разброса скоростей значительно выше по сравнению с турбулентным режимом. При учете данного вида отклонения от идеальности в расчетах объемов реакторов используют следующий прием. За основу берется любая методика расчета реактора идеального вытеснения, а затем полученное решение корректируется специальным коэффициентом, учитывающим дисперсию линейной скорости по радиусу аппарата в зависимости от гидродинамического режима в реакторе. Корректирующий коэффициент по физическому смыслу определяется функцией распределения времени пребывания.

Функция распределения показывает долю непрерывного потока на входе, которая находилась в реакторе в течение времени, меньшего или большего, чем время пребывания:

$$\bar{\tau} = \int_0^{\infty} \tau \cdot dF(\tau),$$

где  $\bar{\tau}$  – среднее время пребывания;  $dF(\tau)$  – функция распределения времени пребывания;  $\tau$  – время прохождения жидкости (газа) через реактора.

Вид функции распределения можно получить экспериментально, варьируя какое-либо свойство потока на входе в систему и изучая изменение этого свойства на выходе. В этом случае ее обозначают  $E(\tau)$ .

С учетом безразмерного времени  $\theta = \frac{\tau}{\bar{\tau}}$  объем реактора вытеснения может быть определен из выражения:

$$\theta = \frac{\tau}{\bar{\tau}} = \frac{V_P}{V_0 \cdot \bar{\tau}}. \quad (6)$$

Гипотетическая кривая распределения времени пребывания показана на рис. 6. Таким образом, чтобы воспользоваться уравнением (6), необходимо знать среднее время пребывания ( $\bar{\tau}$ ).

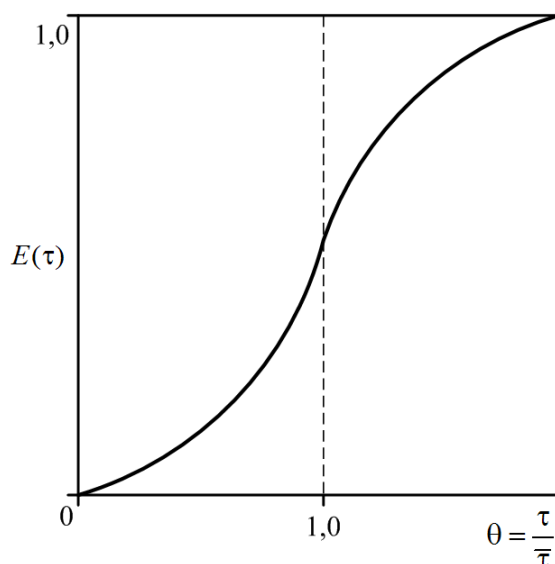


Рис. 6. Кривая распределения времени пребывания

*Наличие градиентов температур.* Данный вид отклонений в основном характерен для гетерогеннокаталитических процессов, протекающих в трубчатых реакторах с неподвижным слоем катализатора и внешним теплообменом.

Расчет реактора такого типа в принципе аналогичен расчету гомогенного идеального реактора вытеснения. Главное отличие заключается в том, что в реальном реакторе за счет теплового сопротивления контактной массы (гидравлическим сопротивлением пренебрегаем) существует, кроме продольного, поперечный градиент температуры и концентраций. В безнасадочных реакторах поперечные градиенты, как правило, не наблюдаются. В этом случае при использовании для расчетов характеристического уравнения идеального трубчатого реактора появляется дополнительная неопределенность, связанная с градиентами температуры по объему. Общее математическое описание процесса в трубчатом реакторе с неподвижным слоем катализатора можно представить в виде

$$\Pi_D \left[ \frac{\partial^2 x}{\partial \rho^2} + \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial x}{\partial \rho} \right] - \frac{1}{\text{Pe}_D} \cdot \frac{\partial^2 x}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial x}{\partial \varepsilon} + \frac{l}{w} \cdot r = 0,$$

$$\Pi_T \left[ \frac{\partial^2 T}{\partial \rho^2} + \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial T}{\partial \rho} \right] - \frac{1}{\text{Pe}_T} \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial T}{\partial \varepsilon} + \frac{\Delta H \cdot l}{c_p \cdot w} \cdot r = 0,$$

где  $l$  – длина реактора;  $w$  – линейная скорость потока;  $x$  – концентрация ключевого компонента;  $T$  – температура;  $\rho$  и  $\varepsilon$  – безразмерный радиус и безразмерная длина;  $\Delta H$  – тепловой эффект реакции;  $\Pi_D = \frac{D_R}{w \cdot R^2}$ ;

$\Pi_T = \frac{\lambda \cdot l}{c_p \cdot w \cdot R^2}$ ;  $\text{Pe}_D = \frac{w \cdot l}{D_L}$ ;  $\text{Pe}_T = \frac{w \cdot l \cdot \bar{c}_p}{\bar{\lambda}}$ ;  $D_R$  – эффективный коэффициент диффузии в радиальном направлении;  $D_L$  – эффективный коэффициент диффузии в продольном направлении;  $R$  – радиус трубы;  $\bar{c}_p$  – эффективная теплоемкость единицы ОРЗ;  $\bar{\lambda}$  – эффективная теплопроводность реакционной массы;  $r$  – скорость химической реакции.

В зависимости от значений критериев  $\Pi_D$ ,  $\Pi_T$ ,  $\text{Pe}_D$  и  $\text{Pe}_T$  рассмотренную модель можно привести к более простому виду.

### **Реакторы смешения**

Реальные системы такого типа отличаются от идеальных в основном наличием явлений «проскока», приводящих к снижению производительности реактора по сравнению с идеальной моделью или же к увеличению размеров реакционной зоны при тех же показателях производительности.

Очень удобно и просто для этих целей использовать имеющиеся графические зависимости, отражающие взаимосвязь глубины превращения ключевого компонента и модуля реакции. Такие сведения часто приводятся в различной учебной и специальной литературе.

Для емкостных аппаратов с мешалками основным тепловым режимом является изотермический. Этот признак обычно реализуется при достаточно интенсивном перемешивании. Но нередки случаи, когда в таких реакторах объемное перемешивание не является полным. В таких ситуациях отнесение действующего (или проектируемого) реактора к реальному или идеальному можно осуществить по значению критерия  $\text{Pe}_D$ . Обычно принято считать конструкцию идеальной, если

$Re_D > 200$ , но для расчетных действий зачастую хватает точности, когда  $Re_D > 50$ .

Весь объем реакционной зоны реактора перемешивания можно представить суммой объемов зон, соединенных последовательно или параллельно. К таким зонам, кроме зоны основного потока, относятся:

- 1) зона обратного перемешивания;
- 2) зона байпасирования;
- 3) застойные зоны;
- 4) зоны струйных проявлений и т. д.

Расчет проточных реакторов перемешивания в реальном представлении недоступен из-за ряда условий, точное определение которых априорно или путем математического моделирования невозможно. Единственным надежным путем решения таких задач является использование экспериментальных данных для каждого конкретного случая с определением функции распределения времен пребывания для случаев обратного перемешивания и других отклонений от идеальности. По найденной функции распределения времен пребывания рассчитывают критерии  $Re_i$  на опытном реакторе, а затем по полученным данным делается переход на проектируемый реактор.

Конструктивный расчет связан с определением основных рабочих размеров проектируемого реактора (на основании определенного ОРЗ), значений прочностных характеристик (например толщины стенки) и назначением, если требуется, дополнительных размеров из соображений опыта эксплуатации. Обычно этот вопрос решается примерно по следующей схеме.

1. Решается, какие значения будет иметь аппарат по длине и диаметру. В этом случае объем реакционной зоны разлагают по  $H$  и  $D$ , исходя из допустимых скоростей движения потока, связанных с  $r$ . Обычно это ограничение относится к гетерогенным процессам. Для гомогенных процессов разложение ОРЗ на составляющие  $H$  и  $D$  производится произвольно (как удобно). Далее, к этим значениям габаритов ОРЗ добавляется конструктивно объем, учитывающий коэффициент заполнения. Если есть внутренние устройства типа мешалок, змеевиков и пр., то их объем суммируется добавочно к первым двум.

2. После принятия решения о количестве штуцеров ввода-вывода (и вспомогательных) необходимо определить их переходные диаметры

(исходя из реализуемых скоростей движения потока через них) по формуле типа

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot v}},$$

где  $G$  – расход потока;  $v$  – линейная скорость потока.

Каждый штуцер просчитывается «персонально».

3. Вопрос о типе и размерах теплообменного устройства к настоящему моменту должен быть решен и «привязан» к размеру ОРЗ.

Завершающим этапом конструктивного расчета является выбор окончательных размеров аппарата в соответствии с ГОСТ (или нормами).

### Пример конструктивных решений

Допустим, что для реактора с неподвижным слоем катализатора колонного типа был найден ОРЗ = 10 м<sup>3</sup>.

Требуется определить его конструктивные размеры, исходя из следующих дополнительных условий. Реактор не имеет поверхностей теплообмена. Для монтажа аппарата на фундаменте решено использовать опорные лапы, приваренные в средней части каркаса. Рабочее давление в аппарате – 0,5 МПа. Коэффициент заполнения – 0,8. Количество штуцеров – 2. Объемный расход потока – 20 м<sup>3</sup>/ч. Эскизно конструкция представлена на рис. 7.

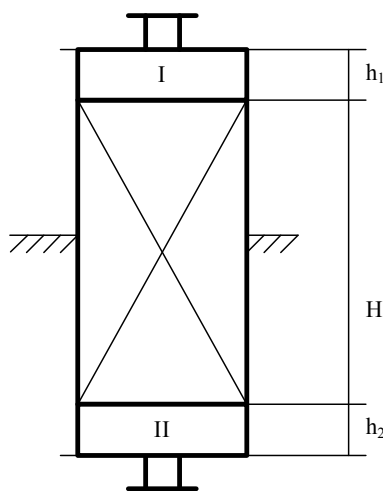


Рис. 7. Эскиз аппарата

Размеры  $H$  и  $D$  определяются следующим образом. Из сведений о кинетике процесса известно, что максимально допустимая приведенная скорость потока через слой катализатора  $V = 0,007$  м/с (иначе процесс будет протекать в диффузионной области). Тогда



$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20/3600}{3,14 \cdot 0,007}} = 1 \text{ м},$$

$$H = \frac{4 \cdot V_P}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 10}{3,14 \cdot 1^2} = 12,738 \text{ м}.$$

При коэффициенте заполнения 0,8 общий объем составит:

$$V_P = 10/0,8 = 12,5 \text{ м}^3.$$

При равных пространствах I и II (и при том же диаметре) значения  $V_1$  и  $V_2 = 1,25 \text{ м}^3$  с учетом кривизны крышки и днища. Тогда размеры  $h_1$ ,  $h_2$  равны  $\approx 1,62$  м.

Общий габарит по высоте составит

$$1,62 \cdot 2 + 12,738 = 15,978 \text{ м}.$$

Принимаем 16 м.

Расчет патрубков для штуцеров подобен расчету диаметра аппарата:

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20/3600}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,1 \text{ м}.$$

Длина патрубка принимается конструктивно (обычно  $d : l = 1 : 1,5$ ), толщина стенки подбирается по таблице для рабочего давления. Расчет фланцевых соединений производится по типовым методикам, а подбор осуществляют по таблице.

#### **4.6.4. Гидравлический расчет основного аппарата**

Поскольку в проекте исполнитель не прорабатывает вопросы обвязки аппаратов, то выполнение данного раздела сводится к определению гидравлического сопротивления аппарата с учетом внутренних устройств и размеров штуцеров.

Для аппаратов с мешалками необходимо рассчитать необходимые затраты мощности на перемешивание и подобрать стандартный привод мешалки.

В отдельных случаях допускается приводить гидравлические расчеты в разделе «Технологический расчет основного аппарата».

#### **4.6.5. Механический расчет основного аппарата**

В данном разделе решаются следующие задачи:

1) выбор конструкционного материала и способа изготовления аппарата исходя из свойств конструкционного материала (литье, сварка, гибка и штамповка со сваркой, механическая обработка и т. д.);

- 2) выбор и обоснование конструкции аппарата и его деталей;
- 3) прочностные расчеты основных элементов аппарата.

Конструкционные материалы для изготовления химических аппаратов выбирают в соответствии со спецификой эксплуатации аппарата, учитывая при этом возможные изменения исходных химических и физических свойств материалов под воздействием рабочей среды, температуры и протекающих химических процессов. Выбор материала начинается с уточнения рабочих условий: температуры, давления, концентраций реагентов. При выборе материала учитываются его механическая прочность, технологичность в изготовлении, теплопроводность, стоимость и дефицитность. Но чаще всего выбор определяется коррозионной стойкостью конструкционного материала в реакционной среде, т. к. коррозионная стойкость материала определяет долговечность химического оборудования. Выбранные материалы должны обладать баллом стойкости не выше 5...6 по ГОСТ 5272-68, т. е. скорость коррозии не должна превышать 0,01...0,05 мм/год. Только специально оговоренные, быстросменяемые детали аппаратов могут изготавливаться из менее стойких конструкционных материалов.

Выбор конструкции аппарата производится с учетом того, что основными направлениями в химическом машиностроении являются стремление к унификации, укрупнению и повышению надежности аппаратов. ГОСТами установлены ряды давлений, емкостей, диаметров сосудов и аппаратов стальных сварных, чугуновых литых, стальных высокого давления. Стандартизованы также основные детали аппаратов и узлы: днища, фланцы, перемешивающие устройства, уплотнения валов, приводы, тарелки, опоры и т. д.

Конструкция корпуса аппарата определяется исходя из технологических свойств конструкционного материала, технологии монтажа внутренних устройств, линейных размеров и условий транспортировки с завода-изготовителя. На конструкцию корпуса влияют также условия эксплуатации (установка на открытой площадке, в здании, ветровые и сейсмические нагрузки, установка на фундамент или крепление на строительные этажерки, количество укрепленных на корпусе площадок обслуживания и трубопроводов и их вес).

Корпус аппарата должен иметь минимальное количество плоскостей разъема, т. к. плоскости разъема – наиболее слабое место не только с прочностной стороны, но, прежде всего, с точки зрения

герметизации. Чем больше линейные размеры плоскости разъема, тем труднее обеспечить надежную герметизацию, поэтому рационально заменять плоскости разъема корпуса люками для монтажа и обслуживания внутренних устройств.

Наиболее надежны цельносварные корпуса и аппараты, что особенно важно, если предусматривать установку и эксплуатацию аппарата на открытой площадке. Учитывая требования к надежности конструкции корпуса аппарата и трудности работы с крупногабаритными изделиями, надо стремиться делать в корпусе минимальное количество различных вводов и выводов, т.к. отверстия в корпусе ослабляют его, требуют специальных мер по усилению, удорожают изготовление. Именно по этой причине на корпусах аппаратов высокого давления *запрещается* устройство любых выводов-вводов. Рекомендуется максимальное количество вводов и выводов в аппарате предусматривать через днище и крышку. Если же вводы и выводы все же предусмотрены в корпусе, то они должны быть разъемными, что обеспечит проведение ремонтных и монтажных работ без применения резки и сварки, т. е. без применения открытого огня, высоких температур, что важно с точки зрения техники безопасности в условиях действующих производств, а также стремления сохранить состав и структуру конструкционного материала.

Высота корпуса не стандартизована в отличие от диаметра.

Ряд конструкционных материалов не сваривается, а перерабатывается только литьем или прессованием. Поэтому при изготовлении аппаратов из этих материалов не избежать плоскостей разъема в корпусе, но необходимо стремиться уменьшить количество разъемов, например, отливая корпус или его часть совместно с днищем или увеличивая линейные размеры цагр. Чем больше линейные размеры цагр, тем проще должна быть их конструкция, например, надо стремиться заменять на вводах штуцера бобышками.

Выбор стандартизованных днищ и крышек определяется их значением. Наиболее часто для ограничения реакционного объема применяются стандартные эллиптические днища, отбортованные. Они дешевы, прочны, на них удобно размещать штуцера и бобышки, не создаются застойные зоны, позволяют обеспечить полное освобождение аппарата от продуктов при подготовке к ремонту. Конические днища менее приемлемы по прочностным характеристикам, имеют большие линейные размеры чем эллиптические, при том же объеме. Но

применение их оправдано при ряде особых условий эксплуатации аппарата, например, в случае необходимости регулярного полного освобождения аппарата (мерники); образования в аппарате второй фазы, которую необходимо регулярно выводить (отстойники, разделители фаз); необходимости равномерного распределения потока по поперечному сечению аппарата для предотвращения проскока (каталитические реакторы с неподвижным катализатором).

Плоские днища наименее приемлемы по своим прочностным характеристикам и низкой жесткости, их применение создает предпосылки к образованию застойных зон, трудно обеспечить полное освобождение аппарата. Применяются в малоответственных аппаратах.

Сферические днища хороши по механическим характеристикам, но они дороги и сложны в изготовлении, на них неудобно размещать штуцера и бобышки. Коробовые днища не стандартизованы и не рекомендуются к применению. Возможно применение комбинированных днищ и крышек.

Описание выбора фланцевых соединений начинают с обоснования типа привалочных поверхностей фланцев. Выбор типа привалочных поверхностей зависит от параметров процесса (температуры, давления), линейных размеров и свойств герметизируемой среды. При этом, конечно, не забывают об экономике, но главное – надежность герметизации. Поэтому, если герметизируемая среда огне-, взрывоопасна или токсична, то необходимо применение поверхностей типа «шип – паз» независимо от давления, хотя применение плоских привалочных поверхностей и было бы дешевле. Наиболее дешевы плоские приварные фланцы, но в месте их приварки создается концентрация местных напряжений за счет перехода одной плоскости в другую, поэтому в ответственных изделиях необходимо перенести наиболее слабое место – сварной шов от места концентрации напряжений. Это можно сделать за счет применения более дорогих фланцев с воротничком. Тот же эффект достигается при применении накладных фланцев на буртах или отбортовке. Накладные фланцы из дешевых сталей рекомендуются к применению и в случаях, когда основной конструкционный материал непрочен или хрупок (алюминий, стекло, керамика, пластмассы). Применение накладных фланцев позволяет экономить дорогие и дефицитные конструкционные материалы (высоколегированные стали, титан и т. д.). Накладные фланцы более эластичны, чем приварные, поэтому они надежнее в

случаях, когда в процессе эксплуатации наблюдаются резкие колебания температур.

Количество штуцеров выбирается не только исходя из количества материальных потоков, входящих и выходящих из аппарата, но также исходя из необходимости установки на аппарате средств КИПиА, техники безопасности (предохранительные клапаны, разрывные мембраны), требований эксплуатации и ремонта (продувка аппарата инертным газом перед пуском, пропарка и продувка аппарата перед ремонтом и т. д.). Необходимо стремиться обеспечить взаимозаменяемость штуцеров. Вварка патрубков штуцеров должна проводиться в основном встык, что улучшает механические характеристики, компенсирует термические напряжения, ликвидирует застойные зоны. Но в ответственных случаях допускается вварка штуцеров в тавр. Длина патрубка штуцера обычно равна сумме длины (толщины) теплоизоляции аппарата и длины болта (шпилек) фланцевых соединений.

Для уменьшения возможности образования статического электричества и уменьшения эрозионных явлений рекомендуется вводить потоки с использованием легко заменяемых труб наполнения и передавливания.

Выбор типа опор зависит от решения вопросов компоновки оборудования и технологии изготовления аппарата, но необходимо помнить, что все виды опор стандартизованы. Запрещается располагать опоры на слабых местах конструкции (сварные швы, переход одной плоскости в другую и т. д.). Расположение и размер опор должны позволять контролировать все сварные швы и фланцевые соединения визуально.

Для уплотнения подвижных деталей, проходящих через крышки и корпуса, применяют сальниковые и торцевые уплотнения. Несмотря на то, что торцевые уплотнения несколько дороже сальниковых, они более герметичны, проще в эксплуатации, не загрязняют реакционную среду в аппарате и более надежны.

В конструкции аппарата должны быть учтены требования монтажа за счет установки на корпусе (или других частях аппарата) рым-болтов, крючков, ушек, ложных штуцеров для строповки. Возможно использование для строповки и технологических штуцеров, фланцев.

Выбор конструкции внутренних устройств аппарата определяется требованием интенсификации конкретного технологического процесса и свойствами перерабатываемой среды. Но при этом надо стремиться в максимальной степени использовать стандартизованные изделия и учитывать требования монтажа и их ремонта в условиях действующего производства, например, размер деталей разборной тарелки должен быть соотнесен с диаметром люка аппарата.

Приводы мешалок применяются только стандартные.

На конструкцию аппарата и его отдельных деталей накладывают свои требования применяемые методы защиты от коррозии (эмалирование, футеровка, плакирование, гуммирование и т. д.). Свойства конструкционных материалов и технология изготовления и сборки также учитываются при выборе конструкции аппарата.

Обоснование выбора конструкции аппарата описывается на 1...2 страницах текста и дается эскиз аппарата и его отдельных деталей (по требованию консультанта-руководителя).

Прочностные расчеты и их значение описаны в литературе. Наиболее приемлемыми необходимо считать использование книги Л. З. Альперта «Основы конструирования химических установок» (М.: Высш. шк., 1970, то же, 1985). Используя порядок и методики расчета из указанной литературы, необходимо:

- 1) рассчитать толщину обечайки (царги), днища (крышки), патрубков штуцеров, змеевиков (для аппарата и рубашек). Расчет производится на наиболее тяжелые условия. При работе аппарата под вакуумом проводится дополнительный расчет на устойчивость формы;
- 2) рассчитать одно фланцевое соединение (главного разъема), расчеты остальных фланцев свести в таблицу;
- 3) определить максимальный диаметр неукрепленного отверстия;
- 4) провести поверочный расчет опор;
- 5) для колонных аппаратов, устанавливаемых на открытых площадках, провести расчет на ветровую нагрузку, а при необходимости и сейсмическую устойчивость.

#### **4.6.6. Подбор вспомогательного оборудования**

Задача, решаемая при выполнении данного раздела, – выбрать по каталогам типы и марки всех машин и аппаратов, изображенных на технологической схеме. Производительность машин, аппаратов и их

количество должны обеспечить заданную мощность производства целевого продукта с учетом необходимого количества резерва по графику планово-предупредительных ремонтов. Исходные данные для выбора определяются по укрупненным показателям. Наиболее часто встречаются следующие виды аппаратов и машин:

1. *Емкости* для приема сырья, приготовления растворов и их хранения. Требуемый объем определяется по формуле

$$V = \frac{G \cdot \tau}{K \cdot \rho}$$

где  $G$  – часовая производительность по продукту, для которого предназначена емкость (берется из материального баланса);  $\tau$  – время, на которое рассчитывается расход жидкого продукта (берется по технологическим соображениям);  $K$  – коэффициент заполнения емкости, обычно равен 0,6...0,8;  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Далее следует выбрать соответствующую емкость из нормального ряда по ГОСТу и указать ее характеристики:

- объем – м<sup>3</sup>;
- диаметр – м;
- длина цилиндрической части – м;
- давление – МПа;
- материал и количество аппаратов.

2. *Насосы* для перекачки жидких продуктов.

Выбор насосов зависит от количества и характеристик перекачиваемой жидкости, определяемых вязкостью, температурой, давлением, плотностью, а также исходя из необходимого напора.

Мощность электродвигателя, приведенного в каталогах, определяется по формуле

$$N = \frac{G \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta},$$

где:  $G$  – производительность насоса, м<sup>3</sup>/с;  $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;  $H$  – полный напор насоса, м;  $\eta$  – коэффициент полезного действия насоса.

Величина  $\eta$  зависит от конструкции насоса и колеблется в следующих пределах: для поршневых насосов – 0,7...0,9, для центробежных – 0,6...0,8.

В записке указывается тип, марка, количество с учетом резерва, установочная мощность электродвигателя, которая больше рассчитанной на 15...20 %.

3. *Теплообменные аппараты.* Тип теплообменника определяется по производственным данным. Расчет сводится к определению поверхности теплообмена по уравнению

$$S_T = \frac{Q}{K_T \cdot \Delta T_{cp}},$$

где  $Q$  – количество тепла (берется из данных тепловых балансов);  $K_T$  – коэффициент теплопередачи (принимается по данным справочника или производственной технической документации);  $\Delta T_{cp}$  – разница температур (определяется на основе норм технологического режима).

На основе определенной величины  $S_T$  выбирается по каталогу теплообменник, указываются материал и количество.

4. *Ректификационные колонны.* Для выбора колонны по каталогу необходимо предварительно выбрать тип тарелок, рассчитать флегмовое число, определить одним из известных методов количество теоретических, а потом и реальных тарелок, определить диаметр колонны. Производится также составление теплового баланса колонны, определяется расходы теплоносителя и хладагента.

#### **4.7. Заключение**

В этом разделе приводятся краткие выводы по результатам выполненного проекта, рекомендации к использованию.

#### **4.8. Список использованных источников**

В список включаются все источники, на которые имеются ссылки в пояснительной записке. Порядковый номер источника должен соответствовать номеру ссылки в тексте. Список оформляется согласно СТО ТПУ 2.5.01-2006 «Работы выпускные квалификационные, проекты и работы курсовые. Структура и правила оформления».

#### **4.9. Приложения**

В этот раздел рекомендуется включать конструкторские, технологические и другие документы и материалы, имеющие прикладной, иллюстративный или вспомогательный характер.



#### 4.9.1. Спецификации проекта

Спецификация оборудования и спецификация на сборочные единицы и детали основного аппарата оформляется на отдельных листах формата А4 в виде таблиц (табл. 14 и 15) и размещается в приложении к проекту.

Формат	Лист	Воз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
Сбороч. №				Документация		
				Узел приёма и хранения		
			E - 101/1	Ёмкость для приёма гептана	1	
			E - 101/2	Ёмкость для хранения гептана	1	
			T - 101	Теплообменник для охлаждения гептана	1	
			H - 101	Насос для перекачки гептана	1	
			K - 101	Колонна осушки гептана	1	
			B - 101	Ёмкость для транспортировки гептана	1	
			E - 102/1	Ёмкость для приёма дибутилового эфира	1	
			E - 102/2	Ёмкость для хранения дибутилового эфира	1	
Подв. и дета.			T - 102	Теплообменник для охлаждения дибутилового эфира	1	
			H - 102	Насос для подачи ДБЭ	1	
			K - 102	Колонна осушки ДБЭ	1	
Вспом. соб. №			B - 102	Ёмкость для транспортировки ДБЭ	1	
			E - 103/1	Ёмкость для приёма хлорбензола	1	
			E - 103/2	Ёмкость для хранения хлорбензола	1	
Подв. и дета.			T - 103	Теплообменник для охлаждения	1	
	ФЮРА. 240401. 019 ПЗ					
	Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	
Изд. №	Разраб.	Черезов А. А.				
	Проб.	Лялков А. А.				
	Н.контр.					
	Итв.	Бондалетов В.Г.				
				Спецификация технологического оборудования		
				ТПУ ХТФ гр. 5622		
				Лист 180		Листов 183

Копировал

Формат А4

Формат Зона Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание	
					Перв. примен.
		Документация			
A4	ФЮРА.240100.001.ПЗ	Пояснительная записка	1		
A1	ФЮРА.240100.002.ТЗ	Технологическая схема	1		
A1	ФЮРА.240100.003.ВО	Чертеж общего вида	1		
A1	ФЮРА.240100.004.СБ	Сборочные единицы	1		
		Сборочные единицы			
	1 ФЮРА.240100.005	Привод	1		
	2 ФЮРА.240100.006	Торцевое уплотнение	1		
	3 ФЮРА.240100.007	Рама	1		
	4 ФЮРА.240100.008	Рубашка	1		
	5 ФЮРА.240100.009	Волнорез	1		
	6 ФЮРА.240100.010	Мешалка рамная	1		
	7 ФЮРА.240100.011	Вал	1		
	8 ФЮРА.240100.012	Корпус	1		
	9 ФЮРА.240100.013	Соединительная муфта	1		
	10 ФЮРА.240100.014	Подшипниковый узел	1		
	11 ФЮРА.240100.015	Опора	4		
	12 ФЮРА.240100.016	Крышка нижняя	1		
	13 ФЮРА.240100.017	Крышка верхняя	1		
	14 ФЮРА.240100.018	Защитный кожух	1		
	15 ФЮРА.240100.019	Уловитель	1		
	ФЮРА.240100.001.ПЗ				
	Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Инв. № подл.	Разрад.	Беспалова Н.С.			
	Проб.	Ротарь О.В.			
	Н.контр.				
	Утв.	Бондалетов В.Г.			
Спецификация оборудования и его узлов					
	Лит.	Лист	Листов		
	14	1	3		
ТПУ ХТФ гр. 5А33					

Копировал

Формат А4

## **5. Список рекомендуемой литературы**

Список рекомендуемой литературы ограничен учебниками, учебными пособиями, монографиями и условно разделен на три группы.

### **5.1. Литература по химии и технологии продуктов органического синтеза**

1. Капкин В. Д., Савинецкая Г. А., Чапурин В. И. Технология органического синтеза. – М.: Химия, 1988. – 392 с.
2. Лебедев Н. Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. 4-е изд. – М.: Химия, 1988. – 592 с.
3. Белов П. С. Основы технологии нефтехимического синтеза. – М.: Химия, 1982. – 279 с.
4. Адельсон С. В., Вишнякова Т. П., Паушкин Я. М. Технология нефтехимического синтеза. – М.: Химия, 1985. – 608с.
5. Новые процессы органического синтеза / Под. ред. С. П. Черных. – М.: Химия, 1989. – 400 с.
6. Черных И. Р. Производство сырья для нефтехимических синтезов. – М.: Химия, 1983. – 336 с.
7. Химия и технология мономеров для синтетических каучуков / П. А. Кирпичников, А. Г. Лиакумович, Д. Г. Победимский, Л. М. Попова. – Л.: Химия, 1981. – 264 с.
8. Справочник нефтехимика: В 2 т. / Под. ред. С. К. Огородникова. – Л.: Химия, 1978. – Т.1. 496 с.; – Т.2. 592 с.
9. Промышленные хлорорганические продукты / Под. ред. Л. А. Ошина. – М.: Химия, 1978. – 656 с.
10. Ганкин В. Ю., Гуревич Г. С. Технология оксосинтеза. – Л.: Химия, 1981. – 272 с.
11. Алкилирование. Исследование и промышленное оформление процесса: Пер. с англ. / Под. ред. Л. Ф. Олбрайте и др. – М.: Химия, 1982. – 336 с.
12. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. – М.: Химия, 1968. – 846 с.
13. Технология синтетического метанола / Под. ред. М. М. Караваева. – М.: Химия, 1984. – 240с.
14. Липович В. Г., Полубенцева М. Ф. Алкилирование ароматических углеводов. – М.: Химия, 1985. – 272 с.
15. Окись этилена / Под. ред. П. В. Зимакова и О. Н. Дымента. – М.: Химия, 1967. – 330 с.

- 16.Справочник азотчика / Под. ред. Е. Я. Мельникова. – М.: Химия, 1987. – 464 с.
- 17.Производство капролактама / Под. ред. В. И. Овчинникова и В. Р. Ручинского. – М.: Химия, 1977. – 264 с.
- 18.Лебедев Н. Н., Манаков М. Н., Швец В. Ф. Теория химических процессов основного органического и нефтехимического синтеза. – М.: Химия, 1984. – 376 с.
- 19.Огородников С. К. Формальдегид. – Л.: Химия, 1984. – 280 с.
- 20.Чекалин М. А., Пассет Б. В., Иоффе Б. А. Технология красителей и промежуточных продуктов. – Л.: Химия, 1972. – 272 с.
- 21.Гуревич Д.А. Фталевый ангидрид. – М.: Химия, 1968. – 150 с.
- 22.Мухленов И. П. Расчеты химико-технологических процессов. – Л.: Химия, 1976. – 300 с.
- 23.Гутник С. П., Сосонко В. Е., Гутман В. Д. Расчеты по технологии органического синтеза: Учеб. пособие для техникумов. – М.: Химия, 1988. – 272 с.
- 24.Адельсон С. В., Белов П. С. Примеры и задачи по технологии нефтехимического синтеза: Учеб. пособие для вузов. – М.: Химия, 1987. – 192 с.
- 25.Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов. – М.: Химия, 1969. – 624 с.

## **5.2. Литература по аппаратурному оформлению технологических процессов**

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., испр. – М.: Химия, 1973. – 754 с.
2. Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З. Процессы и аппараты химической технологии. 5-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1968. – 847 с.
3. Процессы и аппараты химической промышленности: Учебник для техникумов / П. Г. Романков, М. И. Курочкина, Ю. Я. Мозжерин, Н. Н. Смирнов. – Л.: Химия, 1989. – 560 с.
4. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для вузов / 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под.ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.

6. Машины и аппараты химических производств / Под. ред. И. И. Чернобыльского. 3-е изд. перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1974. – 456 с.
7. Перри Дж. Справочник инженера – химика: т. 1. Пер. с 4-го англ. изд. / Под. ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. – Л.: Химия, 1969. – 640 с.
8. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Г. Г. Рабинович, П. М. Рябых, П. А. Хохряков и др. 3-е изд. перераб. и доп. – М.: Химия, 1979. – 568 с.
9. Рейхсфельд В. О., Еркова Л. Н. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетических каучуков. – Л.: Химия, 1974. – 440 с.
10. Плановский А. Н., Гуревич Д. А. Аппаратура промышленности полупроводников и красителей. – М.: Госхимиздат, 1961. – 504 с.
11. Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. для техникумов. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
12. Лоцинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. 2-е изд. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
13. Маньковский О. Н., Толчинский А. Р., Александров М. В. Теплообменная аппаратура химических производств. – Л.: Химия, 1976. – 368 с.
14. Таубман Е. Н. Выпаривание. – М.: Химия, 1982. – 328 с.
15. Стренк Ф. Перемешивание и аппаратура с мешалками / Пер. с польск. под ред. И. А. Щупляка. – Л.: Химия, 1975. – 384 с.
16. Рамм В. М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 655 с.
17. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М.: Химия, 1978. – 277 с.
18. Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1988. – 352 с.
19. Коган В. Б. Азеотропная и экстрактивная ректификация. – Л.: Химия, 1971. – 432 с.
20. Трейбал Р. Е. Жидкостная экстракция. – М.: Химия, 1966. – 724 с.
21. Шкатов Е. Ф., Шувалов В. В. Основы автоматизации технологических процессов химических производств. – М.: Химия, 1988. – 304 с.

22. Голубятников В. А., Шувалов В. В. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности: Учеб. для техникумов. 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1985. – 352 с.
23. Дидушинский Я. Основы проектирования каталитических реакторов. – М.: Химия, 1972. – 376 с.

### **5.3. Справочная литература**

1. Варгафтик Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
2. Викторов М. М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. – Л.: Химия, 1977. – 360 с.
3. Черкасский В. М. Насосы, вентиляторы, компрессоры. – М.: Энергия, 1977. – 424 с.
4. Краткий справочник по теплообменным аппаратам / В. А. Григорьев, Т. А. Колач, В. С. Соколовский, Р. Т. Темкин. – М.-Л.: Госэнергоиздат, 1962. – 255 с.
5. Червонный Н. Т. Единые правила выполнения чертежей в техникуме. – Киев: Вища школа, 1987. – 71 с.
6. Морчун А. К., Градиль В. П., Егосин Р. А. Справочник по ЕСКД / Под ред. Ю. И. Степанова. 3-е изд., перераб. и доп. – Харьков: Прапор, 1981. – 249 с.
7. Коган В. Б., Фридман В. М. Справочник по равновесию между жидкостью и паром в бинарных и многокомпонентных системах. – Л.: ГНТИ, 1957. – 500 с.
8. Бесчастнов М. В. Взрывоопасность и противоаварийная защита химико-технологических процессов. – М.: Химия, 1983. – 472 с.
9. Вредные вещества в промышленности: Справочник / Под ред. Н. В. Лазарева. 6-е изд. – Л.: Химия, 1971. – 832 с.
10. Справочник по охране труда и технике безопасности в химической промышленности / Под ред. В. И. Пряникова. – М.: Химия, 1971. – 237 с.
11. ГОСТ 21.404-85. Автоматизация технологических процессов. Обозначения условных приборов и средств автоматизации в схемах.

Перечень каталогов-справочников по химическому оборудованию, насосам, компрессорам и другим аппаратам см. в «Справочнике нефтехимика» (Л.: Химия, 1978. Т. 1. С. 171-173).

## Приложение А

### Федеральное агентство по образованию

Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования

«ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Факультет – Химико-технологический

Направление (специальность) – химическая технология высокомолекулярных соединений

Кафедра – технологии основного органического синтеза и высокомолекулярных соединений

### ПРОЕКТ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДНОЙ СМОЛЫ КФ-О

Выпускная квалификационная работа

на соискание квалификации инженер

ФЮРА.240501.001 ПЗ

Студент гр. 5720 \_\_\_\_\_ С. Т. Азнабаева  
(номер группы) (подпись)

\_\_\_\_\_  
(дата)

Руководитель \_\_\_\_\_ А. А. Ляпков  
доцент, канд. хим. наук (подпись)

\_\_\_\_\_  
(дата)

Консультанты:  
по экономике \_\_\_\_\_ З.В. Креницына  
доцент, канд. экон. наук. (подпись)

\_\_\_\_\_  
(дата)

по безопасности \_\_\_\_\_ А.М. Плахов  
жизнедеятельности (подпись)  
доцент, канд. тех. наук

\_\_\_\_\_  
(дата)

Допустить к защите:  
Заведующий кафедрой \_\_\_\_\_ В.Г. Бондалетов  
канд. хим. наук, доцент (подпись)

\_\_\_\_\_  
(дата)

**Томск – 2007**

## **Приложение Б**

### **Федеральное агентство по образованию**

Государственное образовательное учреждение высшего профессионального  
образования  
«ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Кафедра ТООС и ВМС

**УТВЕРЖДАЮ:**

Зав. Кафедрой \_\_\_\_\_ В. Г. Бондалетов  
(подпись, дата)

### **ЗАДАНИЕ**

#### **на выполнение выпускной квалификационной работы**

Студенту Черезову Александру Анатольевичу

1. Тема выпускной квалификационной работы «Проект узла синтеза микросферического носителя для катализаторов полимеризации олефинов» (утверждена приказом ректора (распоряжением декана) от 01.03.2007 № 12/с)
2. Срок сдачи студентом готовой работы 01.06.2007.
3. Исходные данные к работе: Литературные данные, результаты преддипломной практики
4. Содержание текстового документа (перечень подлежащих разработке вопросов)

Задание

Реферат

Введение

Технико-экономическое обоснование проекта

Технологическая часть

Характеристика сырья, материалов, полупродуктов и энергоресурсов

Физико-химические основы процесса

Влияние основных параметров синтеза носителя на катализатор

Выбор и обоснование технологической схемы производства

Описание технологического процесса и схемы



Материальный баланс

Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов

Ежегодные нормы образования отходов производства

Нормы технологического режима

Контроль производства и управление технологическим процессом

Компоновка оборудования.

Техника безопасности, противопожарные мероприятия, промышленная санитария и охрана труда

Охрана окружающей среды

Организация и экономика производства

Расчетная часть

Материальный баланс

Тепловой баланс

Технологический расчёт

Гидравлический расчёт

Механический расчёт

Подбор вспомогательного оборудования

Спецификация

5. Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)

5.1. Технологическая схема

5.2. Общий вид реактора

5.3. Сборочный чертеж

5.4. Компоновка оборудования

5.5. Техничко-экономические показатели

6. Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы (с указанием разделов)

6.1. Организация и экономика производства – З. В. Креницина

6.2. Безопасность и экологичность проекта – А. М. Плахов

7. Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы 12.02.2007

Руководитель \_\_\_\_\_ А. А. Ляпков  
(подпись, дата)

Задание принял к исполнению \_\_\_\_\_ А. А. Черезов  
(подпись, дата)

## Приложение В

### Содержание

Введение.....	.....
1 Технико-экономическое обоснование проекта.....	.....
2 Технологическая часть .....	.....
2.1 Характеристика сырья, материалов, полупродуктов и энергоресурсов.....	.....
2.2 Физико-химические основы процесса.....	.....
2.3 Влияние основных параметров синтеза носителя на катализатор .....	.....
2.4 Выбор и обоснование технологической схемы производства.....	.....
2.5 Описание технологического процесса и схемы .....	.....
2.6 Материальный баланс .....	.....
2.7 Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов .....	.....
2.8 Ежегодные нормы образования отходов производства.....	.....
2.9 Нормы технологического режима .....	.....
2.10 Контроль производства и управление технологическим процессом .....	.....
2.10.1 Аналитический контроль.....	.....
2.10.2 Технологический контроль.....	.....
2.11 Компоновка оборудования.....	.....
2.12 Техника безопасности, противопожарные мероприятия, промышленная санитария и охрана труда.....	.....
2.13 Охрана окружающей среды .....	.....
2.14 Организация и экономика производства .....	.....
3 Расчетная часть .....	.....
3.1 Материальный баланс .....	.....
3.2 Тепловой баланс .....	.....
3.3 Технологический расчёт. ....	.....
3.4 Гидравлический расчёт .....	.....
3.5 Механический расчёт .....	.....
3.5 Подбор вспомогательного оборудования.....	.....
Спецификация технологического оборудования .....	.....
Спецификация.....	.....
Заключение .....	.....
Список литературы.....	.....

На отдельных листах:

1. Технологическая схема
2. Общий вид реактора
3. Сборочный чертеж
4. Компоновка оборудования
5. Технико-экономические показатели производства

# ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ПРЕДПРИЯТИЙ ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА

Методические указания по выполнению выпускной  
квалификационной работы для студентов заочной и  
дневной форм обучения специальности 250100  
«Химическая технология органических веществ»


Составители: Бочкарев Валерий Владимирович  
Ляпков Алексей Алексеевич

Подписано к печати . Формат 60x84/16. ZOOM.  
Плоская печать. Усл.печ.л. 4,70. Уч.-изд.л. 3,85.  
Заказ . Тираж 200 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.