

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РФ

Алтайский государственный
технический университет им. И.И. Ползунова

Бийский технологический институт

**М. А. Ленский, Д. В. Корабельников, А. В. Ожогин,
А. В. Балахнина, Г. В. Багров**

ОБЩАЯ ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ

Допущено научно-методическим советом БТИ АлтГТУ
для внутривузовского использования
в качестве учебного пособия по дисциплине
«Общая химическая технология»
для студентов всех направлений и специальностей

ISBN 978-5-9257-0337-3



АлтГТУ
Барнаул • 2022

Об издании – [1](#), [2](#)

© М.А. Ленский, Д.В. Корабельников,
А.В. Ожогин, А.В. Балахнина, Г.В. Багров, 2022
© БТИ АлтГТУ, 2022
© Алтайский государственный технический
университет им. И.И. Ползунова, 2022

УДК 66.01(076)

028

Работа подготовлена на кафедре «Теплогазоснабжение и вентиляция, процессы и аппараты химической технологии».

Рецензенты: С. В. Сысолятин, директор ИПХЭТ СО РАН,
доктор химических наук;
Н. Н. Волкова, доцент кафедры МАХиПП БТИ
АлтГТУ, кандидат технических наук

Общая химическая технология : учебное пособие по дисциплине «Общая химическая технология» для студентов всех направлений и специальностей / М. А. Ленский, Д. В. Корабельников, А. В. Ожогин, А. В. Балахнина, Г. В. Багров ; Алт. гос. техн. ун-т, БТИ. – Барнаул : АлтГТУ, 2022. – 185 с. – URL : http://elib.altstu.ru/uploads/open_mat/2022/Lenskiy_ObHimTeh_up.pdf. – Текст : электронный

В учебном пособии рассматриваются общие принципы разработки химико-технологических процессов с применением системных методов анализа и синтеза; применение закономерностей термодинамики и химической кинетики при расчетах химических реакторов, особенности кинетики гетерогенных и гетерогенно-каталитических процессов и их аппаратурное оформление; вопросы создания энерготехнологических систем.

Учебное пособие предназначено для студентов и преподавателей химико-технологических и смежных вузов.

Учебное пособие издается в авторской редакции.

Рассмотрено и одобрено на заседании научно-методического совета
Бийского технологического института
Протокол № 1 от 20.10.2021 г.

Учебное пособие
Минимальные системные требования
Yandex (20.12.1) или Google Chrome (87.0.4280.141) и т.п.
скорость подключения - не менее 5 Мб/с, Adobe Reader и т.п.

Дата подписания к использованию 23.12.2022. Объем издания – 3,5 Мб.
Федеральное государственное образовательное учреждение высшего образования «Алтайский государственный технический университет им. И. И. Ползунова, 656038, г. Барнаул, пр-т Ленина, 46, <https://www.altstu.ru>.

ISBN 978-5-9257-0337-3

[вперед \(содержание\)](#)

© М.А. Ленский, Д.В. Корабельников,
А.В. Ожогин, А.В. Балахнина,
Г.В. Багров, 2022
© БТИ АлтГТУ, 2022
© Алтайский государственный
технический университет
им. И.И. Ползунова, 2022

СОДЕРЖАНИЕ

1 ОБЩИЕ ОПРЕДЕЛЕНИЯ. ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ПРОЦЕСС	5
1.1 Основные тенденции развития химической технологии.....	5
1.2 Химико-технологический процесс и его содержание.....	6
1.3 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	10
1.4 Тестовые задания	10
2 ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ КРИТЕРИИ ХТП	13
2.1 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	19
2.2 Тестовые задания	20
3 ОБЩИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ	24
3.1 Физико-химические закономерности в химической технологии.....	24
3.2 Скорость химической реакции	30
3.3 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	38
3.4 Тестовые задания	39
4 ГЕТЕРОГЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	43
4.1 Гетерогенные процессы в системе «газ–твердое тело»	43
4.2 Гетерогенные процессы в системах «газ–жидкость» и «жидкость–жидкость»	49
4.3 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	52
4.4 Тестовые задания	53
5 ПРОМЫШЛЕННЫЙ КАТАЛИЗ	58
5.1 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	61
5.2 Тестовые задания	61
6 ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ	68
6.1 Общие сведения о химических реакторах. Реакторы идеального смешения	68
6.2 Реактор идеального вытеснения. Сравнение проточных реакторов	77
6.3 Каскад реакторов идеального смешения (К-РИС)	82
6.4 Химические реакторы с неидеальной структурой потока.....	85
6.5 Распределение времени пребывания в проточных реакторах.....	88
6.6 Теплоперенос в химических реакторах.....	91
6.7 Устройство реакторов.....	100
6.8 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	111
6.9 Тестовые задания	114
7 ОСНОВЫ РАЗРАБОТКИ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ...	136

7.1 Сырьевая и энергетическая базы химической промышленности	150
7.2 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	160
7.3 Тестовые задания	162
8 ЭНЕРГИЯ В ХИМИЧЕСКОМ ПРОИЗВОДСТВЕ	172
8.1 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки	176
8.2 Тестовые задания	176
ТЕМЫ ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ ПРОРАБОТКИ	181
ОТВЕТЫ К ТЕСТОВЫМ ЗАДАНИЯМ	182
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	185

1 ОБЩИЕ ОПРЕДЕЛЕНИЯ. ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ПРОЦЕСС

«Химическая технология – естественная прикладная наука о способах и процессах производства продуктов (предметов потребления и средств производства), осуществляемых с участием химических превращений, технологически, экономически и социально целесообразным путем» (Д.И. Менделеев) [1].

Современные определения звучат следующим образом.

Под *технологией* понимают научное описание методов и средств производства в какой-либо отрасли промышленности [1-4].

Химическая технология (ХТ) – это наука о наиболее экономических методах массовой химической переработки сырых природных материалов в продукты потребления и средства производства [1-4].

Содержания дисциплины «Общая химическая технология» условно можно разделить на четыре блока:

- химическое производство: иерархическая организация процессов в химическом производстве; критерии оценки эффективности производства; общие закономерности химических процессов; промышленный катализ;

- химические реакторы: основные математические модели процессов в химических реакторах; изотермические и неизотермические процессы в химических реакторах; промышленные химические реакторы;

- химико-технологические системы (ХТС): структура и описание ХТС; синтез и анализ ХТС; сырьевая и энергетическая подсистемы ХТС;

- энергия в химическом производстве: важнейшие промышленные химические производства [1-7].

1.1 Основные тенденции развития химической технологии

Совершенствование ХТ направлено на повышение производительности труда, улучшение качества выпускаемой продукции и снижение себестоимости [1].

Главные направления развития ХТ [1-4]:

- увеличение мощностей химико-технологических систем и отдельных аппаратов;

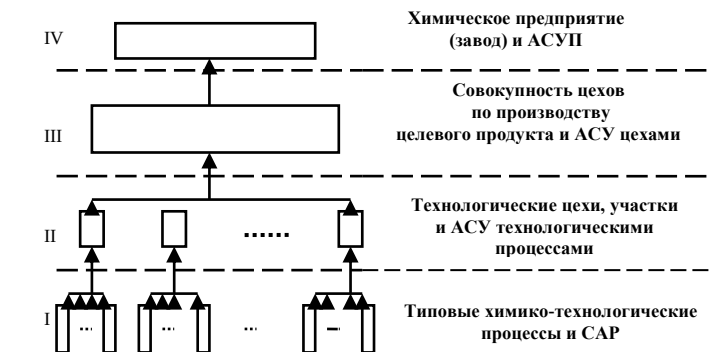
- интенсификация работы аппаратов;

- механизация трудоемких процессов;

- комплексная автоматизация отдельных производств с применением ЭВМ;

- замена периодических производств на непрерывные;
- снижение энергозатрат и рациональное использование теплоты химической реакции;
- уменьшение стадий производства и переход к замкнутым системам;
- создание безотходных производств.

Иерархическая структура химического производства представлены на рисунке 1.1



АСУП – автоматизированная система управления предприятием;

АСУ – автоматизированная система управления;

САР – система автоматического регулирования;

Рисунок 1.1 – Иерархическая структура химического производства

1.2 Химико-технологический процесс и его содержание

Химико-технологический процесс (ХТП) – это совокупность операций, позволяющих получить целевой продукт из исходного сырья [1-4].

Он состоит:

- из подготовки сырья;
- химической или физико-химической переработки сырья;
- обработки готовой продукции.

Вторую операцию можно подразделить на элементарные стадии:

- подвод реагентов в зону химической реакции;
- химическую реакцию;
- отвод продуктов из зоны химической реакции.

В ХТ используется более ста тысяч реакций, и их классифицируют следующим образом (рисунки 1.2, 1.3, 1.4, 1.5, 1.6, 1.7, 1.8).



Рисунок 1.2 – Классификация химических реакций

Формально все реакции являются обратимыми, но у многих реакций скорость обратной реакции настолько мала, что их можно считать условно необратимыми [1-4].

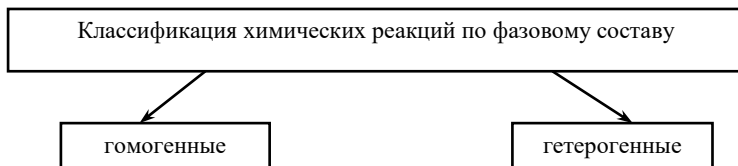


Рисунок 1.3 – Классификация химических реакций по фазовому составу

Гомогенные реакции – это реакции, где все участники химической реакции находятся в одной фазе [1-4].

Гетерогенные реакции – это реакции, где один из участников химической реакции находится в другой фазе [1-4].

Участниками химической реакции являются реагенты, продукты, катализаторы [1-4].

Например: $2\text{SO}_{2(\text{г})} + \text{O}_{2(\text{г})} \rightleftharpoons 2\text{SO}_{3(\text{г})}$ – реакция гетерогенно-каталитическая, т.к. протекает на ванадиевой контактной массе.

Простыми реакциями называют реакции, для осуществления которых требуется преодоление лишь одного энергетического барьера (одна стадия) [1-4].

Сложные реакции включают в себя несколько параллельных или последовательных стадий (простых реакций) [1-4].

Реальные одностадийные реакции встречаются чрезвычайно редко. Однако некоторые сложные реакции, проходящие через ряд промежуточных стадий, удобно считать формально простыми. Это возможно в тех случаях, когда промежуточные продукты реакции в условиях рассматриваемой задачи не обнаруживаются [1-4].



Рисунок 1.4 – Классификация химических реакций по механизму осуществления реакции

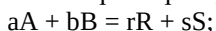
Классификация по молекулярности учитывает, сколько молекул участвует в элементарном акте химической реакции. Столкновение трех молекул уже маловероятно, следовательно, если в реакции участвует более трех молекул, то реакция протекает более сложно в несколько стадий [1-4].



Рисунок 1.5 – Классификация химических реакций по молекулярностям

Порядок реакции – это сумма показателей степеней у концентраций реагентов в кинетическом уравнении [1-4].

Рассмотрим простую необратимую реакцию:



$$W_{rA} = k (C_A)^a \cdot (C_B)^b.$$

Порядок реакции: $n = a + b$.

Молекулярность: $\mu = a + b$.

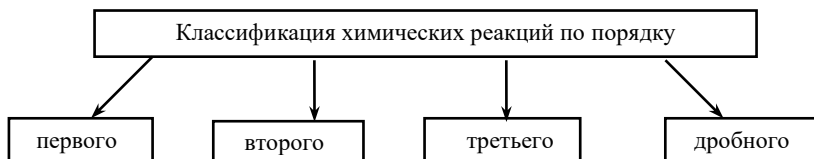


Рисунок 1.6 – Классификация химических реакций по порядку

Порядок и молекулярность не всегда совпадают [1-4]:

- если реакция каталитическая, то порядок реакции меньше молекулярности (как правило, дробный);
- если один из реагентов подан в избытке, то его концентрация практически не меняется и, следовательно, меняется кинетическое уравнение.

Если А в избытке, то $W_{гА} = k' \cdot (C_B)^b$;

$n = b$, $\mu = a + b$.



Рисунок 1.7 – Классификация химических реакций по тепловому эффекту

Катализаторы – это вещества, которые многократно вступают в промежуточное взаимодействие с участниками реакции, изменяют ее механизм и увеличивают скорость реакции; при этом они восстанавливают свой химический состав после каждого цикла промежуточных взаимодействий [1-4].

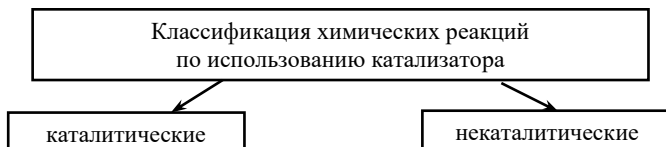


Рисунок 1.8 – Классификация химических реакций по использованию катализатора

1.3 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Из каких основных стадий состоит химико-технологический процесс (ХТП)? В каких стадиях химико-технологического процесса участвуют химические реакции?

2. Что такое химический процесс? Почему химический процесс, как единый процесс химической технологии, сложнее по сравнению с тепловыми и массообменными?

3. По каким признакам классифицируются химические реакции?

4. Суть определения молекулярности?

5. Что такое порядок реакции?

1.4 Тестовые задания

1.4.1 На рисунке 1.1 укажите уровень: типовые химико-технологические процессы и САР:

а) *I* ; б) *II* ; в) *III* ; г) *IV* .

1.4.2 На рисунке 1.1 укажите уровень: технологические цехи, участки и АСУ технологическими процессами:

а) *I* ; б) *II* ; в) *III* ; г) *IV* .

1.4.3 На рисунке 1.1 укажите уровень: совокупность цехов по производству целевого продукта и АСУ цехами:

а) *I* ; б) *II* ; в) *III* ; г) *IV* .

1.4.4 На рисунке 1.1 укажите уровень: химическое предприятие (завод) и АСУП:

а) *I* ; б) *II* ; в) *III* ; г) *IV* .

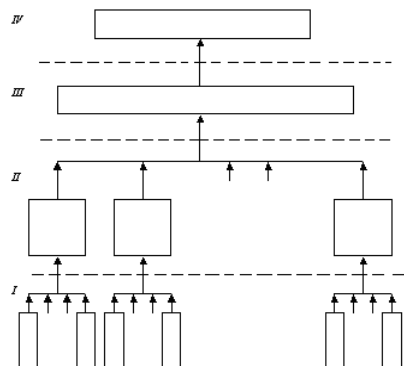


Рисунок 1.9 – Иерархическая структура химического производства

1.4.5 На рисунке 1.9 укажите, что такое АСУП:

- а) система автоматического регулирования;
- б) автоматизированная система управления для решения задачи оптимальной координации работы аппаратов и оптимального распределения технологических потоков между ними;
- в) автоматизированная система управления технологическим и организационным функционированием производств;
- г) автоматизированная система управления предприятием.



Рисунок 1.10 – Иерархическая структура химического производства

1.4.6 На рисунке 1.10 укажите, что такое САР:

- а) система автоматического регулирования;
- б) автоматизированная система управления для решения задачи оптимальной координации работы аппаратов и оптимального распределения технологических потоков между ними;
- в) автоматизированная система управления технологическим и организационным функционированием производств;
- г) автоматизированная система управления предприятием?

1.4.7 На рисунке 1.10 укажите, что такое АСУ цехами:

- а) система автоматического регулирования;
- б) автоматизированная система управления для решения задачи оптимальной координации работы аппаратов и оптимального распределения технологических потоков между ними;
- в) автоматизированная система управления технологическим и организационным функционированием производств;
- г) автоматизированная система управления предприятием?

2 ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ КРИТЕРИИ ХТП

Об эффективности любого технологического процесса судят по следующим экономическим показателям [1-4]:

- прибыль;
- рентабельность;
- себестоимость;
- производительность труда и т.п.

Но эти показатели не отражают химическую или физико-химическую сущность явлений, происходящих в химических аппаратах [1-4].

Для характеристики ХТП используют следующие показатели:

X_A – степень превращения;

Φ_R – выход продукта;

ϕ – полную или интегральную селективность;

ϕ' – мгновенную или дифференциальную селективность;

P – производительность;

P – мощность;

I – интенсивность;

τ_K – время контактирования;

S – объемную скорость.

Степень превращения – это доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию [1-4].

Степень превращения реагента показывает, насколько полно в ХТП используется сырье [1-4].

Возьмем произвольно в качестве участника реакции вещество J , следовательно, степень превращения [1-4]:

$$X_{yJ} = \frac{n_{J,0} - n_J}{n_{J,0}} = \frac{|\Delta n_J|}{n_{J,0}}. \quad (2.1)$$

где $n_{J,0}$ – количество реагента J в исходной реакционной смеси;

n_J – количество реагента J в исходной реакционной смеси, выходящей из реактора;

Δn_J – изменение количества реагента J в ходе химической реакции.

Чаще всего в химической реакции участвуют несколько реагентов, следовательно, для каждого из них можно определить степень превращения [1-4]. Рассмотрим простую необратимую реакцию $aA + bB = rR + sS$.

Степень превращения реагентов A и B :

$$X_A = \frac{n_{A,0} - n_A}{n_{A,0}} = \frac{|\Delta n_A|}{n_{A,0}}. \quad (2.2)$$

$$X_B = \frac{n_{B,0} - n_B}{n_{B,0}} = \frac{|\Delta n_B|}{n_{B,0}}. \quad (2.3)$$

Изменение количества вещества в ходе химической реакции связано соотношениями [1-4]:

$$\frac{|\Delta n_A|}{a} = \frac{|\Delta n_B|}{b} = \frac{|\Delta n_R|}{r} = \frac{|\Delta n_S|}{s}; \quad (2.4)$$

$$|\Delta n_B| = \frac{b}{a} |\Delta n_A|;$$

$$X_B = \frac{b}{a} \frac{|\Delta n_A|}{n_{B_0}} = \frac{b}{a} \cdot \frac{n_{A_0}}{n_{B_0}} \cdot X_A. \quad (2.5)$$

Уравнение позволяет рассчитывать неизвестную степень превращения одного реагента, зная степень превращения другого. Зная степени превращения реагентов, можно определить и количество продукта [1-4]:

$$n_R = \frac{r}{a} \cdot n_{A_0} \cdot X_A, n_R = \frac{r}{b} \cdot n_{B_0} \cdot X_B. \quad (2.6)$$

Если реакция протекает без изменения объема, то количество реагентов и продуктов можно заменить молярными концентрациями [1-4]:

$$X_B = \frac{b}{a} \cdot \frac{C_{A_0}}{C_{B_0}} \cdot X_A, \quad C_R = \frac{r}{b} \cdot C_{B,0} \cdot X_B. \quad (2.7)$$

Если $\frac{n_{A_0}}{n_{B_0}} = \frac{a}{b}$, т.е. реагенты А и В взяты для проведения реакции в стехиометрическом соотношении (количества реагентов А и В относятся между собой как соответствующие этим веществам стехиометрические коэффициенты в уравнении реакции), то $X_A = X_B$.

Если $\frac{n_{A_0}}{n_{B_0}} > \frac{a}{b}$, т.е. реагент А взят в избытке по отношению к реагенту В, то $X_A < X_B$.

Если $\frac{n_{A_0}}{n_{B_0}} < \frac{a}{b}$, т.е. реагент В взят в избытке по отношению к

реагенту А, то $X_A > X_B$.

Необходимо помнить, что степень превращения – это доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию:

$$0 \leq X_A \leq 1 ; 0 \leq X_B \leq 1. \quad (2.8)$$

Обычно при выборе первоначального состава реакционной смеси берут в избытке более дешевый реагент (например, воздух, воду и т.д.) с целью повышения степени использования более ценного сырья [1-4].

Если меняется объем реакционной смеси, то в расчетах приходится учитывать значение относительного изменения объема реакционной смеси [1-4]:

$$\varepsilon = \frac{V_{x=1} - V_{x=0}}{V_{x=0}} = \frac{V_{x=1}}{V_{x=0}} - 1. \quad (2.9)$$

где $V_{x=1}$ – объем реакционной смеси при степени превращения, равной единице;

$V_{x=0}$ – объем реакционной смеси в начале химической реакции.

Основная масса химических реакций – обратимые, следовательно, конечное количество реагента будет определяться условиями равновесия [1-4].

Рассмотрим простую обратимую реакцию $aA + bB \rightleftharpoons rR + sS$:

$$X_{A,e} = X_A^* = \frac{n_{A_0} - n_{A,e}}{n_{A_0}} = \frac{|\Delta n_{A,e}|}{n_{A_0}}. \quad (2.10)$$

где $n_{A,e}$ – количество реагента в условиях равновесия;

$\Delta n_{A,e}$ – изменение количества реагента к моменту наступления равновесия (максимально возможное при данных условиях осуществления химической реакции).

Равновесное количество продукта можно определить:

$$n_{R,e} = \frac{r}{a} \cdot n_{A_0} \cdot X_{A,e} = \frac{r}{b} n_{B_0} \cdot X_{B,e}. \quad (2.11)$$

Равновесные степени превращения взаимосвязаны:

$$X_{B,e} = \frac{b}{a} \cdot \frac{n_{A_0}}{n_{B_0}} \cdot X_{A,e}. \quad (2.12)$$

Если объем реакционной смеси постоянная величина, то можно использовать молярные концентрации:

$$n_{R,e} = \frac{r}{a} \cdot C_{A,0} \cdot X_{A,e} \quad (2.13)$$

$$n_{R,e} = \frac{r}{b} \cdot C_{B,0} \cdot X_{B,e} \quad (2.14)$$

$$X_{B,e} = \frac{b}{a} \cdot \frac{C_{A,0}}{C_{B,0}} \cdot X_{A,e} \quad (2.15)$$

Выход продукта – это отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях проведения химической реакции [1-4].

$$\Phi_R = \frac{n_R}{n_{R \max}} \quad (2.16)$$

Из определения следует, что $0 \leq \Phi_R \leq 1$.

Выход продукта зависит от типа реакции.

Рассмотрим простую необратимую реакцию $aA + bB = rR + sS$.

Максимально возможное количество продукта R в такой реакции будет получено, если весь реагент A ($n_{A,0}$) вступит в реакцию $n_{R \max} = r/a$ $n_{A,0}$. Следовательно,

$$\Phi_R = \frac{\frac{r}{a} n_{A,0} X_A}{\frac{r}{a} n_{A,0}} = X_A \quad (2.17)$$

$$\Phi_R = X_A \quad (2.18)$$

т.е. выход продукта и степень превращения совпадают [1-4].

Рассмотрим простую обратимую реакцию $aA + bB \rightleftharpoons rR + sS$.

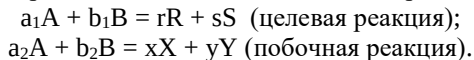
Для такой реакции максимально возможное количество продукта R определяется как равновесное количество продукта R при данных условиях осуществления реакции (температура, давление, соотношение начальных концентраций реагентов) [1-4]. Отсюда

$$\Phi_R = \frac{n_R}{n_{R,e}} = \frac{\frac{r}{a} n_{A,0} X_A}{\frac{r}{a} n_{A,0} X_{A,e}} = \frac{X_A}{X_{A,e}} \quad (2.19)$$

$$\Phi_R = \frac{X_A}{X_{A,e}} . \quad (2.20)$$

Таким образом, для обратимых реакций выход продукта равен доле, которую составляет реально достигаемая степень превращения от равновесной для данных условий проведения реакции [1-4].

Рассмотрим параллельные и последовательные реакции:



Максимально возможное количество продукта R будет получено в том случае, если весь исходный реагент A будет расходоваться на целевую реакцию

$$\Phi_R = \frac{n_R}{\frac{r}{a_1} n_{A,0}} . \quad (2.21)$$

Следует помнить, что выразить величину n_R через степень превращения и начальное количество реагента A в случае сложной реакции нельзя, т.к. расходование реагента A происходит не только в целевом направлении, но и в побочном. Так же будет выглядеть и выражение для выхода целевого продукта R для последовательных реакций, например, реакций типа $aA \rightarrow rR \rightarrow sS$.

При протекании обратимых параллельных и последовательных реакций максимально возможным количеством целевого продукта будет то количество R, которое было бы получено, если бы реагент A расходовался только на целевую реакцию, и в момент равновесия продуктов побочных реакций не было бы [1-4].

Таким образом, для сложных реакций

$$\Phi_R = \frac{n_R}{\frac{r}{a_1} n_{A,0} \cdot X_{A,e}} . \quad (2.22)$$

Полная или интегральная селективность ϕ – это отношение количества исходного реагента, пошедшего на целевую реакцию, к количеству реагента, пошедшего на целевую реакцию и побочное взаимодействие [1-4]:

$$\phi = \frac{\Delta n_{A,\text{цел}}}{\Delta n_{A,\Sigma}} . \quad (2.23)$$

где $\Delta n_{A,\text{цел}}$ – количество реагента A, пошедшего на целевую реакцию;

$\Delta n_{A,\Sigma}$ – количество реагента А, пошедшего на целевую реакцию и побочное взаимодействие.

По определению $0 \leq \varphi \leq 1$.

Для необратимой реакции выход продукта будет равен

$$\Phi_R = \varphi X_A. \quad (2.24)$$

А для обратимой реакции

$$\Phi_R = \varphi \frac{X_A}{X_{A,e}}. \quad (2.25)$$

Высокое значение выхода продукта достигается только при высоких значениях степени превращения и полной селективности.

Мгновенная, или дифференциальная, селективность φ' – это отношение скорости расходования реагента на целевую реакцию к скорости расходования реагента на целевую реакцию и побочное взаимодействие [1-4]:

$$\varphi' = \frac{W_{r(A \rightarrow R)}}{W_{r_A}}. \quad (2.26)$$

где $W_{r(A \rightarrow R)}$ – скорость расходования реагента А на целевую реакцию;

W_{r_A} – скорость расходования реагента А (на целевую реакцию и побочное взаимодействие).

По определению $0 \leq \varphi' \leq 1$.

эффективности целевой реакции по сравнению с побочными взаимодействиями.

Производительность – это количество продукции, полученное в единицу времени [1-4]:

$$\Pi = \frac{n_R}{\tau}; \quad \Pi = C_R v \quad (2.27)$$

где C_R – концентрация продукта;

v – объемный расход реакционной смеси.

Мощность – максимальная производительность аппарата, машины, ХТС [1-4]:

$$P = \Pi_{\max}. \quad (2.28)$$

Интенсивность – это производительность аппарата, отнесенная к какой-либо величине, характеризующей размеры аппарата (объему, площади поперечного сечения и т.д.) [1-4]:

$$I = P/A. \quad (2.29)$$

где A – «живое» сечение аппарата.

Интенсивность позволяет сравнивать различные аппараты для проведения одного и того же ХТП.

Время контактирования (соприкосновения) – отношение свободного объема катализатора к объемному расходу реакционной смеси [1-4]:

$$\tau_K = \frac{V_{cc}}{v}. \quad (2.30)$$

где V_{cc} – свободный объем катализатора;

v – объемный расход реакционной смеси.

На практике чаще всего пользуются фиктивным временем контактирования:

$$\tau = \frac{V_{кат}}{v}. \quad (2.31)$$

где $V_{кат}$ – объем слоя катализатора.

Объемная скорость – это величина, обратная τ_K , и представляет собой [1-4]

$$S = \frac{1}{\tau_K} = \frac{v}{V_{кат}}. \quad (2.32)$$

Объемная скорость – это объемный расход, приходящийся на единицу объема катализатора [1-4].

Влияние времени контактирования (объемной скорости) однотипно для многих каталитических реакций. С увеличением времени τ_K выход продукта простой каталитической реакции растет [1-4].

2.1 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Какие вы знаете технологические критерии эффективности химико-технологического процесса? Дайте их определения.

2. Каковы пределы измерения степени превращения, выхода, селективности?

3. Что означает выражение: «реактивы взяты в стехиометрическом соотношении»?

4. В чем различие между действительной и равновесной степенями превращения реагента?

5. С какой целью при проведении химических процессов в промышленных условиях один из реагентов часто берут в избытке по

отношению к стехиометрии реакции? Каковы пути использования реагента, взятого в избытке и не вступившего в реакцию?

6. Как связаны между собой:

- а) производительность и степень превращения реагента;
- б) производительность и выход целевого продукта?

7. Определите понятия «технологический режим», «технологическая схема процесса».

2.2 Тестовые задания

2.2.1 Выход продукта – это...

а) отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях осуществления химической реакции;

б) доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию;

в) отношение количества исходного реагента, расходуемого на целевую реакцию, к общему количеству исходного реагента, пошедшего на все реакции (и целевую и побочные);

г) количество продукта, полученное в единицу времени.

2.2.2 Степень превращения – это...

а) отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях осуществления химической реакции;

б) доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию;

в) отношение количества исходного реагента, расходуемого на целевую реакцию, к общему количеству исходного реагента, пошедшего на все реакции (и целевую и побочные);

г) количество продукта, полученное в единицу времени.

2.2.3 Полная или интегральная селективность – это...

а) отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях осуществления химической реакции;

б) доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию;

в) отношение количества исходного реагента, расходуемого на целевую реакцию, к общему количеству исходного реагента, пошедшего на все реакции (и целевую и побочные);

г) количество продукта, полученное в единицу времени.

2.2.4 Производительность – это...

а) отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях осуществления химической реакции;

б) доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию;

в) отношение количества исходного реагента, расходуемого на целевую реакцию, к общему количеству исходного реагента, пошедшего на все реакции (и целевую и побочные);

г) количество продукта, полученное в единицу времени.

2.2.5 Мгновенная, или дифференциальная, селективность – это...

а) отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях осуществления химической реакции;

б) доля исходного реагента, использованного на химическую реакцию;

в) отношение количества исходного реагента, расходуемого на целевую реакцию, к общему количеству исходного реагента, пошедшего на все реакции (и целевую и побочные);

г) отношение скорости превращения исходных реагентов в целевой продукт к суммарной скорости расходования исходных реагентов.

2.2.6 Каковы пределы измерения степени превращения, выхода, селективности?

а) больше 1; б) меньше 1; в) находятся в диапазоне от 0 до 1.

2.2.7 ϕ_R в уравнении $\phi_R = \phi \cdot X_A$ – это...

а) выход продукта;

б) полная селективность;

в) мгновенная селективность;

г) степень превращения.

2.2.8 ϕ в уравнении $\phi_R = \phi \cdot X_A$ – это...

а) выход продукта;

б) полная селективность;

в) мгновенная селективность;

г) степень превращения.

2.2.9 X_A в уравнении $\phi_R = \phi \cdot X_A$ – это...

а) выход продукта;

б) полная селективность;

в) мгновенная селективность;

г) степень превращения;

$$\phi_R = \phi \cdot \frac{X_A}{X_{A_e}} - \text{это...}$$

2.2.10 X_{A_e} в уравнении

- а) выход продукта;
- б) полная селективность;
- в) мгновенная селективность;
- г) степень превращения.

2.2.11 Для получения высокого значения выхода целевого продукта ($\phi_R = \phi \cdot X_A$) необходимо иметь:

- а) высокое значение только селективности;
- б) высокое значение только степени превращения;
- в) высокое значение селективности и степени превращения.

2.2.12 Π в уравнении $\Pi = \frac{n_R}{\tau} = C_R \cdot \vartheta - \text{это...}$

- а) производительность;
- б) количество продукта;
- в) концентрация продукта;
- г) объемный расход реакционной смеси.

2.2.13 n_R в уравнении $\Pi = \frac{n_R}{\tau} = C_R \cdot \vartheta - \text{это...}$

- а) производительность;
- б) количество продукта;
- в) концентрация продукта;
- г) объемный расход реакционной смеси.

2.2.14 C_R в уравнении $\Pi = \frac{n_R}{\tau} = C_R \cdot \vartheta - \text{это...}$

- а) производительность;
- б) количество продукта;
- в) концентрация продукта;
- г) объемный расход реакционной смеси.

2.2.15 ϑ в уравнении $\Pi = \frac{n_R}{\tau} = C_R \cdot \vartheta - \text{это...}$

- а) производительность;
- б) количество продукта;
- в) концентрация продукта;
- г) объемный расход реакционной смеси.

2.2.16 I в формуле $I = \frac{\Pi}{V} = \frac{n_R}{V \cdot \tau} - \text{это...}$

- а) производительность;
- б) количество продукта;

- в) концентрация продукта;
- г) объемный расход реакционной смеси;
- д) интенсивность.

3 ОБЩИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

3.1 Физико-химические закономерности в химической технологии

При разработке нового ХТП необходимо установить, какие реакции будут протекать при переработке данного сырья, каков будет максимальный выход продукта и какие будут скорости протекания процесса [1-4].

О протекании химической реакции судят по изменению изобарно-изотермического потенциала (энергии Гиббса). Известно, что при проведении химической реакции в изобарно-изотермических условиях самостоятельно, т.е. в сторону образования продукта, протекают реакции, сопровождающиеся уменьшением энергии Гиббса [1-4].

Энергия Гиббса может быть определена по уравнению Вант-Гоффа

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S. \quad (3.1)$$

Проанализировав уравнение Вант-Гоффа, можно выделить следующее:

- когда химическая реакция протекает при небольшой температуре, множитель $|T\Delta S|$ по абсолютной величине мал, и им можно пренебречь, т.е.

$$\Delta G \cong \Delta H. \quad (3.2)$$

- при высоких температурах можно пренебречь ΔH , следовательно,

$$\Delta G \cong -T\Delta S. \quad (3.3)$$

Эти приближенные равенства показывают, что при низких температурах критерием направления самопроизвольного процесса в первом приближении может служить знак теплового эффекта химической реакции; при высоких температурах – знак изменения энтропии. Это означает, что при низких температурах самопроизвольно протекают экзотермические реакции, а при высоких – реакции, сопровождающиеся ростом энтропии [1-4].

Отрицательное значение энергии Гиббса говорит о том, что реакция термодинамически возможна. В действительности она может не проте-

кать, т.к. будет мала скорость химической реакции. Рассмотрим простую обратимую реакцию: $aA + bB \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} rR + sS$ [1-4].

В условиях равновесия скорости

$$K_c = \frac{k_1}{k_2} = \frac{[C_R]^r [C_S]^s}{[C_A]^a [C_B]^b} \quad (3.4)$$

где K_c – константа равновесия.
Если реакция газофазная, то

$$K_p = \frac{k_1}{k_2} = \frac{p_R^r \cdot p_S^s}{p_A^a \cdot p_B^b} \quad (3.5)$$

где p_R, p_S, p_A, p_B – парциальные давления продуктов и реагентов.
Концентрация реагирующих веществ и продуктов может быть выражена по-разному, и, следовательно, существуют различные константы равновесия, между которыми ними существует связь [1-4].

Например:

$$K_p = K_c (RT)^{\Delta N} \quad (3.6)$$

где ΔN – изменение числа молей в ходе реакции.

$$\Delta N = (r + s) - (a + b) \quad (3.7)$$

Условия равновесия будут определяться температурой, давлением и концентрацией реагирующих веществ [1-4].

3.1.1 Влияние температуры

В соответствии с принципом Ле-Шателье, если на систему, находящуюся в равновесии, воздействовать извне путем изменения какого-либо условия, то в системе усилится такой процесс, течение которого ослабит влияние произведенного воздействия [1-4].

Рассмотрим две реакции:

- экзотермическую обратимую реакцию окисления сернистого ангидрида $SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \leftrightarrow SO_3 + Q$, где за счет выделения тепла растет температура, увеличивается скорость обратной реакции и равновесие сдвигается влево. Для увеличения выхода SO_3 от системы необходимо отводить тепло [1-4];

- эндотермическую обратимую реакцию: конверсию метана водяным паром $CH_4 + H_2O_{(пар)} \leftrightarrow CO + 3H_2 - Q$, для сдвига равновесия

такой реакции в сторону продуктов необходимо к системе подводить тепло [1-4].

Равновесная степень превращения зависит от константы равновесия

$$X_A^* = X_{A,e} = f(K_p). \quad (3.8)$$

Для реакций можно получить аналитические зависимости

$$A \leftrightarrow R. \quad X_{A,e} = \frac{1}{\frac{1}{K_p} + 1} \quad (3.9)$$

$$A \leftrightarrow 2R \quad X_{A,e} = \sqrt{\frac{K_p}{4p + K_p}} \quad (3.10)$$

где p – общее давление.

Влияние температуры на равновесие, т.е. функциональная зависимость $K_p = \varphi(T)$ отражается уравнением изобары Вант-Гоффа:

$$\left(\frac{d \ln K_p}{dT} \right)_p = \frac{\Delta H}{RT^2}. \quad (3.11)$$

Принимаем, что в температурном диапазоне T_1 - T_2 изменение энтальпии $\Delta H = \text{const}$.

После интегрирования

$$\lg K_p = \frac{\Delta H}{2.3R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) + B_1. \quad (3.12)$$

где B_1 – константа интегрирования.

В действительности изменение энтальпии ΔH в диапазоне T_1 - T_2 зависит от температуры, поэтому пользуются эмпирическим уравнением

$$\lg K_p = \frac{\Delta H}{2.3RT} + B = \frac{A}{T} + B. \quad (3.13)$$

где A, B – коэффициенты, которые можно найти в справочной литературе.

Обычно зная $X_{A,e} = f(K_p)$ и $K_p = \varphi(T)$, устанавливают зависимость:

$$X_{A,e} = \Phi(T). \quad (3.14)$$

Эта зависимость различна для реакций эндо- и экзотермических (рисунок 3.1).

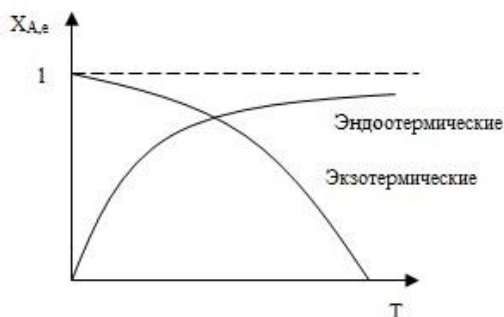


Рисунок 3.1 – Зависимость равновесной степени превращения от температуры

3.1.2 Сдвиг равновесия под влиянием давления

Рассмотрим три равновесные реакции:

- 1) $3\text{H}_2 + \text{N}_2 = 2\text{NH}_3$;
- 2) $\text{CH}_4 = \text{C} + 2\text{H}_2$;
- 3) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{пар})} = \text{H}_2 + \text{CO}_2$.

Первая реакция протекает с уменьшением объема, следовательно, для сдвига равновесия необходимо увеличить давление. Современные установки работают при давлении 32 МПа (≈ 320 атм.) [1-4]

Вторая реакция протекает с увеличением объема, следовательно, для сдвига равновесия вправо необходимо уменьшать давление [1-4].

Третья реакция протекает без изменения объема, и, следовательно, изменение давления не будет сказываться на равновесии [1-3].

Большое влияние на синтез оказывает наличие инертных примесей в системе. Если синтез аммиака проводится при 1000 атм., то наличие 10 % инертного газа равносильно снижению давления на 270 атм.; а это означает, что необходимо периодически проводить продувку системы [1-4].

3.1.3 Сдвиг равновесия под влиянием реагирующих веществ

Для газофазной реакции $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$

$$K_p = \frac{p_{H_2}^* p_{CO_2}^*}{p_{CO}^* p_{H_2O}^*} \quad (3.15)$$

где p^* – парциальные давления реагентов и продуктов.

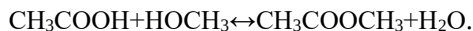
При условии, когда $K_p = \text{const}$ и $T = \text{const}$:

- если увеличить знаменатель, то возрастет и числитель, следовательно, возрастает концентрация продуктов реакции;

- если уменьшить числитель, то уменьшится и знаменатель, следовательно, увеличится степень переработки сырья [1-4].

На практике используют оба эти метода. Для увеличения концентрации водорода в систему вводится негашеная известь, которая реагирует с углекислым газом, тем самым возрастает парциальное давление водорода: $\text{CaO} + \text{CO}_2 = \text{CaCO}_3$ [1-4].

Введение водоотнимающих веществ (H_2SO_4) позволяет смещать равновесие реакции вправо в реакциях этерификации



Введение избытка кислорода O_2 смещает равновесие вправо в реакции



На практике достаточно часто используется метод, заключающийся в изменении агрегатного состояния продукта и выводе его из системы; причем работа установок организована по циклическому методу (рисунок 3.2). Если продуктов несколько, то схема выглядит иначе (рисунок 3.3) [1-4].

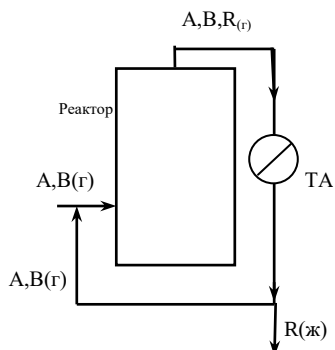


Рисунок 3.2 – Схема выделения продукта из реакционной смеси

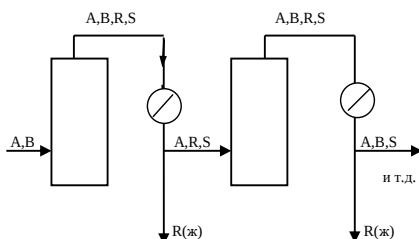


Рисунок 3.3 – Схема выделения одного из продуктов из реакционной смеси

Химическая термодинамика показывает, какие реакции будут протекать в системе и какие предельные равновесные концентрации будут достижимы. Для организации ХТП необходимо, чтобы была большая скорость реакции, т.к. она определяет интенсивность процесса [1-3].

3.2 Скорость химической реакции

Скорость химической реакции может быть определена по любому участнику химической реакции. Поэтому рассмотрим произвольное вещество J и, следовательно, скорость химической реакции. Это изменение количества вещества J в единицу времени на единицу объема в реакционной смеси [1-4]:

$$W_{rJ} = \pm \frac{1}{V} \frac{dn_J}{d\tau} \quad (3.16)$$

Скорость реакции можно определить по кинетическому уравнению (с учетом уравнения Аррениуса) [1-4]:

$$W_{rJ} = kC_J^n = k_0 e^{-\frac{E_a}{RT}} C_J^n \quad (3.17)$$

где k_0 – предэкспоненциальный множитель;
 E_a – энергии активации реакции, Дж/моль;
 R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К);
 T – температура, К.
 Скорость химической реакции представляет зависимость

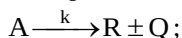
$$W_{rJ} = f(T, C, p, A) \quad (3.18)$$

где A – активность катализатора.

3.2.1 Влияние температуры

Температура химической реакции влияет на скорость, и это влияние зависит от типа химической реакции. Рассмотрим такую зависимость для следующих реакций [1-4].

Простая необратимая экзо- или эндотермическая реакция



$$W_{rA} = kC_A^1 = k_0 e^{-\frac{E_a}{RT}} C_A^1 \quad (3.19)$$

с ростом температуры для этих реакций растет скорость реакции (рисунок 3.4).

Простая обратимая экзотермическая реакция

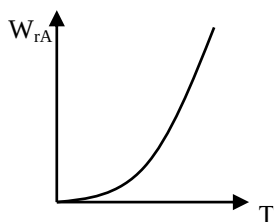
$$A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R + Q;$$


Рисунок 3.4– Зависимость скорости необратимой экзо- или эндотермической реакции от температуры

скорость химической реакции $W_{rA}=k_1C_A-k_2C_R$.
 Ранее получено $C_A=C_{A,0}(1-X_A)$; $C_R=C_{A,0}X_A$; $K_c=k_1/k_2$.
 После подстановки

$$W_{rA}=k_1C_{A,0}(1-X_A)-(k_1/K_c)C_{A,0}X_A \quad (3.20)$$

$$W_{rA} = K_0 C_{A,0} e^{-E_1/RT} [1 - X_A(1 + 1/K_c)] \quad (3.21)$$

Проанализируем уравнение при условии, что $X_A=\text{const}$.

С ростом температуры: множитель $(e^{-E_1/RT})$ увеличивается; коэффициент K_c понижается, значение $1/K_c$ растет и величина $[1-X_A(1+1/K_c)]$ понижается, следовательно, зависимость скорости химической реакции от температуры проходит через максимум (рисунок 3.5) [1-4].

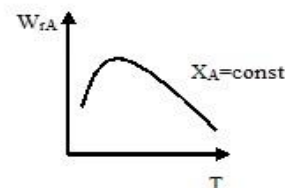


Рисунок 3.5 – Зависимость скорости обратимой экзотермической реакции от температуры

Построим несколько кривых для различных значений степени превращения (рисунок 3.6).

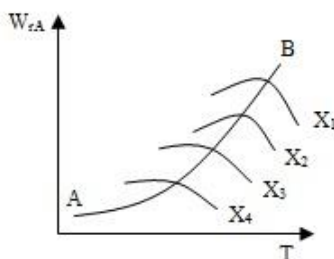
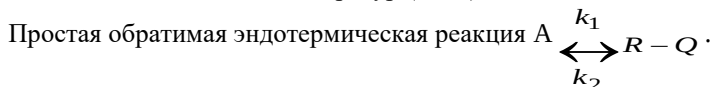


Рисунок 3.6 – Зависимость скорости обратимой экзотермической реакции от температуры при различных степенях превращения

Чем больше степень превращения ($X_1 < X_2 < X_3 < X_4$), тем меньше скорость химической реакции [1-4].

Соединим максимумы скоростей кривой АВ, которая носит название линии оптимальных температур (ЛОТ) [1-3].



Аналогично обратимой экзотермической реакции получаем, что

$$W_{rA} = K_0 C_{A,0} e^{-E_1/RT} [1 - X_A (1 + 1/K_c)] \quad (3.22)$$

Проанализируем уравнение при условии, что $X_A = \text{const}$. С ростом температуры множитель $(e^{-E_1/RT})$ увеличивается, коэффициент K_c увеличивается, значение $1/K_c$ — уменьшается, величина $[1 - X_A(1 + 1/K_c)]$ увеличивается [1-4].

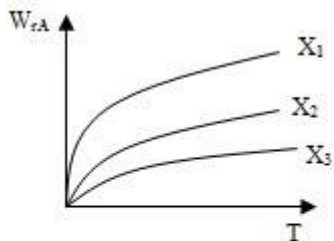


Рисунок 3.7 – Зависимость скорости обратимой эндотермической реакции от температуры

С увеличением степени превращения ($X_1 < X_2 < X_3$) уменьшается скорость химической реакции (рисунок 3.7) [1-4].

Рассмотрим для этих же реакций изменение степени превращения (рисунки 3.8, 3.9, 3.10) [1-4].

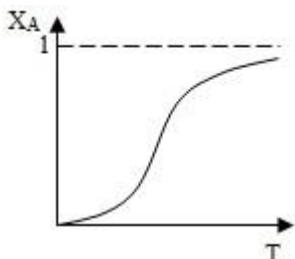
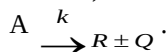
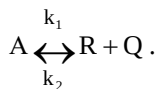


Рисунок 3.8 – Зависимость степени превращения от температуры для простых необратимых экзо- или эндотермических реакций

При небольших температурах мала степень превращения (X_A), мала и скорость химической реакции. С возрастанием температуры резко увеличивается X_A и велика скорость химической реакции. В конце химической реакции скорость мала, а X_A асимптотически приближается к единице [1-4].



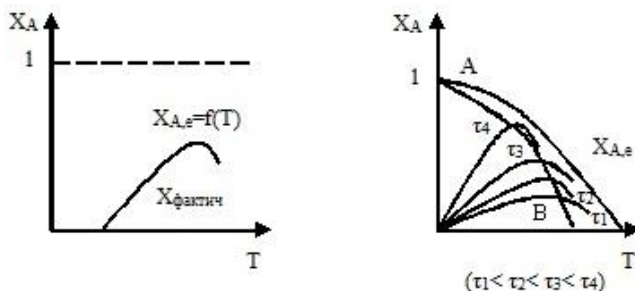
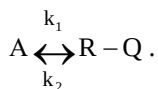


Рисунок 3.9 – Зависимость степени превращения от температуры для простых обратимых экзотермических реакций

Для этих реакций при некотором времени τ величина $X_{\text{фактич}}$ проходит через максимум. Значение $X_{\text{фактич}}$ ограничено равновесной кривой, и в дальнейшем при увеличении температуры оно уменьшается, т.к. возрастает влияние термодинамических факторов. Если построить несколько зависимостей $X_{\text{фактич}}$ и их максимумы соединить кривой АВ, то получим линию оптимальных температур для реакций [1-4].

Для простых обратимых экзотермических реакций существует не какая-то оптимальная температура, а температурная последовательность, обеспечивающая максимальную скорость процесса. Чтобы создать такие оптимальные условия, процесс следует вначале вести при высокой температуре, когда скорость химической реакции велика, и из-за низкого значения степени превращения X_A не может быть достигнута высокая равновесная степень превращения $X_{A,e}$. Для увеличения степени превращения X_A необходимо снизить температуру и вести процесс по ЛОТ [1-4].



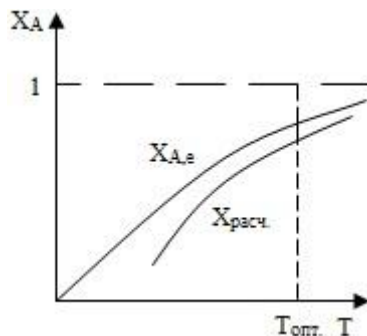


Рисунок 3.10 – Зависимость степени превращения от температуры для простых обратимых эндотермических реакций

Для этих реакций приходится вводить понятие $T_{\text{опт.}}$, т.к. при дальнейшем росте температуры практически не меняется степень превращения [1-4].

Отрицательное влияние температуры выражается:

- в увеличении потерь целого продукта вследствие его испарения и образования побочных продуктов;
- в снижении прочности и химической стойкости материалов;
- в снижении степени превращения X_A в обратимых экзотермических реакциях;
- в возможном снижении селективности при проведении сложных реакций [1-4].

3.2.2 Влияние концентрации реагирующих веществ

Рассмотрим простую необратимую реакцию $A \xrightarrow{k} R$:

$$W_{rA} = \frac{dC_A}{d\tau} = kC_A \quad (3.23)$$

Преобразуем уравнение и проинтегрируем его:

$$\int_{C_{A,0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = \int_0^{\tau} k d\tau \quad (3.24)$$

$$C_A = C_{A,0} e^{-k\tau} \quad (3.25)$$

Концентрация C_A асимптотически приближается к нулю, следовательно, приходится вводить понятие $\tau_{\text{опт.}}$. Движущей силой процесса является ордината; в конце процесса уменьшается концентрация, падает скорость химической реакции. Процесс заканчивается при величине

$\tau_{\text{опт.}}$, а это означает, что в реакционной смеси будут и продукт, и реагент (R и A). Приходится очищать продукт, а это дополнительные затраты (рисунок 3.11) [1-4].

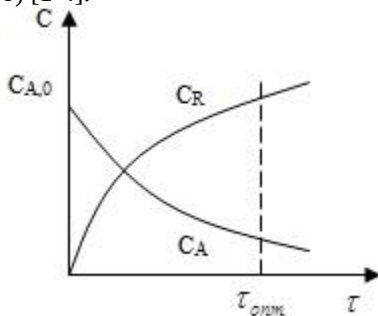


Рисунок 3.11 – Изменение концентрации компонентов во времени для простых необратимых реакций

Рассмотрим обратимую реакцию $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} B$. Для этой реакции движущей силой является разность концентраций $(C_A - C_A^*)$, следовательно, вводится понятие $\tau_{\text{опт.}}$ (рисунок 3.12) [1-4]

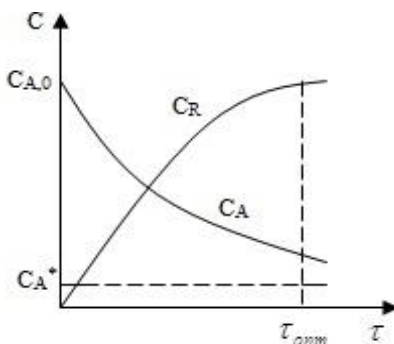


Рисунок 3.12 – Изменение концентрации компонентов во времени для простых обратимых реакций

Рассмотрим параллельную реакцию $R \xleftarrow{k_1} A \xrightarrow{k_2} S$
Изменение концентраций и реагентов представлено на рисунке 3.13.

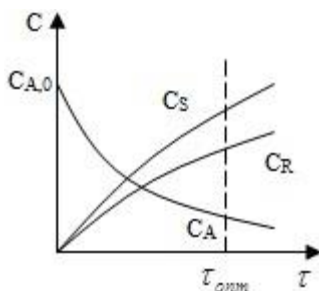
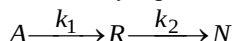


Рисунок 3.13 – Изменение концентрации компонентов параллельных необратимых реакций во времени

Рассмотрим последовательную реакцию



Изменение концентраций реагентов будет определяться соотношением констант скоростей (рисунок 3.14) [1-4].

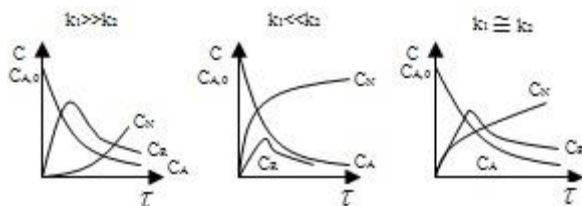


Рисунок 3.14 – Изменение концентрации компонентов последовательной необратимой реакции во времени

Если $k_1 \gg k_2$, то в этом случае сразу образуется большое количество продукта R, которое в дальнейшем начинает расходоваться на синтез продукта N [1-4].

Если $k_1 \ll k_2$, то образующийся продукт R сразу начинает расходоваться на синтез продукта N [1-4].

Если $k_1 \approx k_2$, то в этом случае кривые занимают промежуточное положение между первыми двумя вариантами [1-4].

3.2.3 Влияние давления

Увеличение давления равносильно увеличению концентрации веществ. Влияние давления особенно существенно при протекании газофазных реакций, причем чем выше порядок реакции, тем больше влияние давления (рисунок 3.15) [1-4].

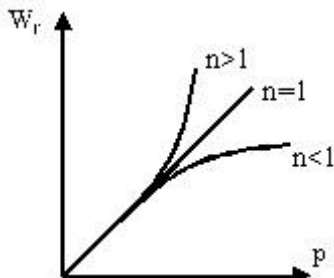


Рисунок 3.15 – Зависимость скорости реакции от давления для газовых реакций различного порядка

Увеличивать давление до бесконечности нельзя по следующим причинам:

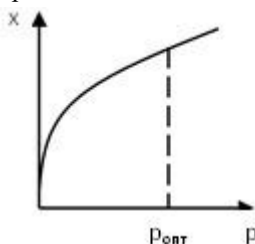


Рисунок 3.16 – Зависимость степени превращения от давления для простой необратимой реакции

- из-за химической и механической стойкости металла;
- с ростом давления ($p > p_{\text{опт}}$) степень превращения остается практически неизменной (рисунок 3.16);
- из-за возрастания расхода электроэнергии на сжатие газов;
- из-за изменения свойств газа и жидкости (в частности, повышение их вязкости) [1-4].

В некоторых случаях повышение давления дает возможность вести процесс при температуре, превышающей температуру кипения растворов при атмосферном давлении (что способствует увеличению скорости процесса). Примером этому может служить процесс варки целлюлозы [1-4].

3.2.4 Активность катализатора

Для интенсификации процессов применяют катализаторы, ускоряющие в миллионы раз скорость ХТП (подробно рассмотрим в разделе «Промышленный катализ») [1-4].

3.3 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Сформулируйте основной круг задач, решаемых в химической технологии при выборе технологического режима на основании законов химической кинетики.

2. Как определить направленность химической реакции? Как, сравнивая значения энергии Гиббса ΔG для различных реакций, можно определить, какая из них является спонтанной (самопроизвольной)?

3. Сформулируйте основные условия равновесия.

4. Что характеризует химическое равновесие?

5. Сформулируйте принцип Ле Шателье. Каким образом он помогает предсказать влияние изменения температуры и давления на состояние равновесия химической реакции?

6. Что такое эксэргия?

7. Каковы возможности и цели эксэргетического анализа технологических процессов?

8. Как рассчитать эксэргию реакционного потока?

9. С какой целью в технике используют эксэргетический КПД? Каковы пути увеличения эксэргетического КПД?

10. Чем различаются определения скорости гомогенной и гетерогенной реакций?

11. В чем заключается различие между микрокинетикой и макрокинетикой?

12. Как составляют кинетические уравнения простых реакций?

13. Как составляют кинетические уравнения сложных реакций:

а) с известным механизмом реакции;

б) с неизвестным механизмом реакции?

14. От каких микрокинетических факторов зависит скорость химической реакции?

15. Запишите уравнение Аррениуса в дифференциальной, интегральной и логарифмической форме. В чем суть уравнения Аррениуса?

3.4 Тестовые задания

3.4.1 Величины, пропорциональные массе (или количеству вещества) рассматриваемого рабочего тела или термодинамической системы, называются...

- а) экстенсивными;
- б) интенсивными.

3.4.2 Величины, которые не зависят от массы термодинамической системы, называются...

- а) экстенсивными;
- б) интенсивными.

3.4.3 Значение стандартных энергий Гиббса можно определить по уравнению $\Delta G^0 = \Delta H^0 - T\Delta S^0$, где ΔH^0 – это...

- а) стандартное значение энтальпии;
- б) стандартное значение энтропии;
- в) термодинамическая константа равновесия.

3.4.4 Значение стандартных энергий Гиббса можно определить по уравнению $\Delta G^0 = \Delta H^0 - T\Delta S^0$, где ΔS^0 – это...

- а) стандартное значение энтальпии;
- б) стандартное значение энтропии;
- в) термодинамическая константа равновесия.

3.4.5 K_p в уравнении изотермы Вант Гоффа $\Delta G^0 = -RT \ln K_p$ – это...

- а) стандартное значение энтальпии;
- б) стандартное значение энтропии;
- в) термодинамическая константа равновесия;
- г) универсальная газовая постоянная.

3.4.6 R в уравнении изотермы Вант Гоффа $\Delta G^0 = -RT \ln K_p$ – это...

- а) стандартное значение энтальпии;
- б) стандартное значение энтропии;
- в) термодинамическая константа равновесия;
- г) универсальная газовая постоянная.

3.4.7 Порядок и знак величины ΔG^0 позволяет качественно предвидеть положение равновесия реакции, если $\Delta G^0 \ll 0$, то...

- а) равенство сдвинуто вправо, выход продукта велик, константа равновесия имеет большое значение;
- б) равенство сдвинуто влево, выход продукта мал, $K_p \ll 1$;

в) существует равновесие.

3.4.8 Порядок и знак величины ΔG^0 позволяет качественно предвидеть положение равновесия реакции, если $\Delta G^0 \gg 0$, то...

а) равенство сдвинуто вправо, выход продукта велик, константа равновесия имеет большое значение;

б) равенство сдвинуто влево, выход продукта мал, $K_p \ll 1$;

в) существует равновесие.

3.4.9 Порядок и знак величины ΔG^0 позволяет качественно предвидеть положение равновесия реакции, если $\Delta G^0 = 0$, то...

а) равенство сдвинуто вправо, выход продукта велик, константа равновесия имеет большое значение;

б) равенство сдвинуто влево, выход продукта мал, $K_p \ll 1$;

в) существует равновесие;

3.4.10 Значение K_p можно определить по уравнению

$$K_p = e^{-\Delta H^0 / (RT)} \cdot e^{\Delta S^0 / R}.$$

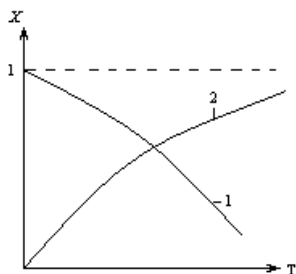
Укажите условия протекания экзотермической реакции:

а) $\Delta H^0 < 0$; $K_p > 1$; $\Delta S^0 > 0$;

б) $\Delta H^0 > 0$; $K_p < 1$; $\Delta S^0 < 0$;

в) ΔH^0 и ΔS^0 имеют один и тот же знак, термодинамическая вероятность протекания процесса определяется конкретными значениями ΔH^0 , ΔS^0 и T .

3.4.11 На рисунке представлена зависимость равновесной степени превращения от температуры.

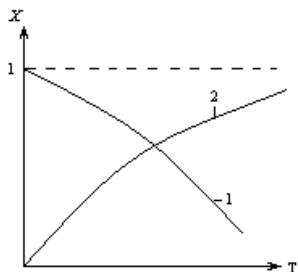


Кривая 1 – это для...

а) экзотермических реакций;

б) эндотермических реакций.

3.4.12 На рисунке представлена зависимость равновесной степени превращения от температуры.



Кривая 2 – это для...

- а) экзотермических реакций;
- б) эндотермических реакций.

3.4.13 Для определения термодинамической константы равновесия пользуются приближенным уравнением $\lg K_p = \frac{\Delta H}{2,3RT} + B$.

Для экзотермической реакции при повышении температуры $K_p \dots$

- а) увеличивается;
- б) уменьшается;
- в) остается неизменной.

3.4.14 Для определения термодинамической константы равновесия пользуются приближенным уравнением $\lg K_p = \frac{\Delta H}{2,3RT} + B$.

Для эндотермической реакции при повышении температуры $K_p \dots$

- а) увеличивается;
- б) уменьшается;
- в) остается неизменной.

3.4.15 Для экзотермической реакции с повышением температуры равновесная степень превращения ...

- а) увеличивается;
- б) уменьшается;
- в) остается неизменной.

3.4.16 Для эндотермической реакции с повышением температуры равновесная степень превращения...

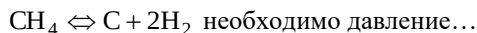
- а) увеличивается;
- б) уменьшается;
- в) остается неизменной.

3.4.17 Для смещения равновесия слева направо для реакции $N_2 + 3H_2 \rightleftharpoons 2NH_3$ необходимо давление...

- а) повышать;

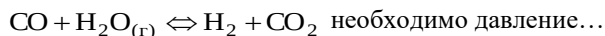
- б) понижать;
- в) изменение давления не влияет на равновесие реакции.

3.4.18 Для смещения равновесия слева направо для реакции



- а) повышать;
- б) понижать;
- в) изменение давления не влияет на равновесие реакции.

3.4.19 Для смещения равновесия слева направо для реакции



- а) повышать;
- б) понижать;
- в) изменение давления не влияет на равновесие реакции.

3.4.20 При увеличении концентрации исходных реагентов равновесие смещается в сторону...

- а) исходных реагентов;
- б) целевых продуктов;
- в) увеличение концентрации реагентов не влияет на равновесие.

4 ГЕТЕРОГЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Гомогенные процессы протекают на микроуровне, т.е. на уровне взаимодействия молекул; процессы протекают с большими скоростями, и для интенсификации процессов используют изменение температуры, давления, концентрации реагирующих веществ и катализаторы. На практике, если возможно, гетерогенный процесс переводят в гомогенный. Примером такой реакции является получение диоксида серы: $S + O_2 = SO_2$ [1-4].

Расплав серы подается через форсунку в печь, реакция экзотермическая; при температуре 444 °С сера переходит в парообразное состояние и реакция становится газофазной. Газофазные реакции, как правило, протекают с образованием побочных продуктов, и здесь существенным фактором является концентрация реагирующих веществ [1-4].

Наиболее часто из гетерогенных реакций используется реакция, протекающая в системах «газ–твердое тело» (Г–Т), а также «газ–жидкость» (Г–Ж), «жидкость–жидкость (Ж–Ж), «твердое тело–твердое тело» (Т–Т), «жидкость–твердое тело» (Ж–Т). Особым классом гетерогенных процессов являются каталитические. Гетерогенный процесс в отличие от гомогенного протекает на границе раздела фаз, а при наличии инертного слоя или золы внутри твердой фазы химическая реакция будет одной из стадий ХТП [1-4].

Гетерогенный процесс включает пять стадий:

- внешнюю диффузию реагента через пограничный слой газа;
- внутреннюю диффузию реагента через слой золы или инерта;
- химическую реакцию;
- внутреннюю диффузию продуктов через слой золы или инерта;
- внешнюю диффузию продуктов через пограничный газовый слой [1-4].

4.1 Гетерогенные процессы в системе «газ–твердое тело»

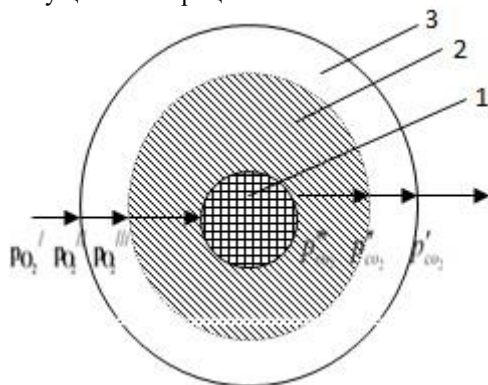
Классический пример гетерогенного процесса – горение угля (рисунок 4.1).

Каждая стадия протекает со своей скоростью, причем процесс, протекающий с минимальной скоростью, будет лимитировать суммарную скорость гетерогенного процесса [1-4].

Скорость ХТП выражается уравнением:

$$W_r = K \cdot A \cdot \Delta C \quad (4.1)$$

где K – коэффициент скорости гетерогенного процесса;
 A – поверхность контакта фаз;
 ΔS – движущая сила процесса.



1 – уголь; 2 – зола; 3 – пограничный слой газа;
 $P'_{O_2}, P''_{O_2}, P'''_{O_2}$ – парциальное давление кислорода;
 $P'''_{CO_2}, P''_{CO_2}, P'_{CO_2}$ – парциальное давление углекислого газа

Рисунок 4.1 – Схема горения угля

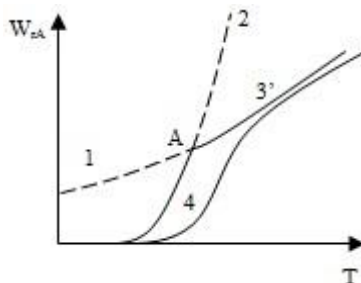
Наиболее медленными стадиями, каждая из которых может тормозить весь процесс, являются:

- химическая реакция;
- диффузия;
- одновременно химическая реакция и диффузия.

В первом случае скорость диффузии велика по сравнению со скоростью химической реакции; тогда говорят, что процесс протекает в кинетической области. Во втором случае скорость химической реакции значительно больше скорости диффузии – процесс протекает в диффузионной области (во внешне или внутренне диффузионной). В третьем случае скорость отдельных стадий соизмерима, тогда говорят, что процесс протекает в переходной (смешанной) области [1-4].

После установления лимитирующей стадии процесса принимаются меры, обеспечивающие повышение скорости этой стадии [1-4].

Известно, что при увеличении температуры на 10°C скорость процесса возрастает в 2-4 раза, в то время как коэффициент диффузии возрастает всегда лишь на 5...10 %, следовательно, определяя скорость гетерогенного ХТП в зависимости от температуры, можно определить лимитирующую стадию (рисунок 4.2) [1-4].



1 – скорость диффузии; 2 – скорость химической реакции;
3 – общая скорость процесса теоретическая; 4 – общая скорость процесса, установленная экспериментально

Рисунок 4.2 – Зависимость скорости диффузии, химической реакции и общей скорости процесса от температуры

Лимитирующие стадии гетерогенного процесса можно определить, меняя температуру и скорость газового потока (рисунок 5.3) [1-4].

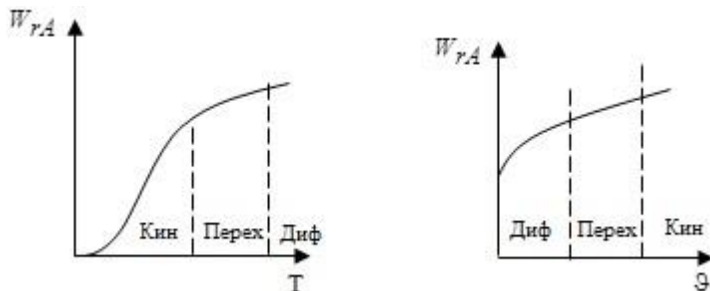


Рисунок 4.3 – Зависимость общей скорости процесса от температуры и скорости потока

Меняя температуру и скорость газового потока, можно определить влияние внешней диффузии и скорости химической реакции на скорость гетерогенного процесса [1-4].

Влияние внутренней диффузии исследуется при изменении размера твердой фазы. Когда влияние температуры и скорости газового потока на скорость ХТП не существенно, меняют радиус частиц (рисунок 5.4) [1-4].

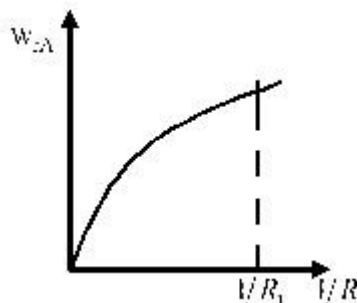


Рисунок 4.4 – Зависимость общей скорости процесса от радиуса частиц твердого реагента

Если $1/R < 1/R_1$, то лимитирующей стадией является внутренняя диффузия [1-4].

Рассмотрим гетерогенную реакцию $A_{(г)} + B_{(тв)} = R_{(тв)}$ (частицы сферические) для трех случаев [1-3].

1. Процесс лимитируется внешней диффузией:

$$\tau = \frac{\rho_B \cdot R_0}{3\beta_{\Gamma} \cdot C_{A(г)}} X_B \quad \text{или} \quad \frac{\tau}{\tau_{\Pi}} = X_B \quad (4.2)$$

где τ – продолжительность гетерогенного процесса, с;

ρ_B – плотность вещества В, кг/м³;

R_0 – радиус твердой фазы с ядром и слоем золы, м;

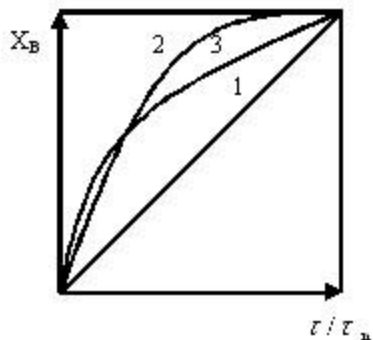
β_{Γ} – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, кг/[м²·с·(кг/м³)];

$C_{A(г)}$ – концентрация реагента А в газовой фазе, кг/м³;

X_B – степень превращения реагента В;

τ_{Π} – время полного превращения частицы, с [1-4].

Зависимость степени превращения реагента В от отношения τ/τ_{Π} является прямолинейной (рисунок 5.5) [1-4].



- 1 – процесс лимитируется внешней диффузией;
 2 – процесс лимитируется внутренней диффузией;
 3 – процесс лимитируется химической реакцией

Рисунок 4.5 – Зависимость степени превращения от отношения τ/τ_n

Для интенсификации такого процесса (для уменьшения значения τ) необходимо:

- уменьшать размер твердой фазы (R_0 стоит в числителе);
- увеличивать коэффициент массоотдачи (использовать перемешивание и увеличить скорость потока);
- увеличивать концентрацию $C_{A(r)}$ в газовой фазе [1-4].

2. Процесс лимитируется внутренней диффузией:

$$\tau = \frac{\rho_B \cdot R_0^2}{6D \cdot C_{A(r)}} \left[1 - 3\left(\frac{R}{R_0}\right)^2 + 2\left(\frac{R}{R_0}\right)^3 \right] \text{ или} \quad (4.3)$$

$$\frac{\tau}{\tau_n} = 1 - 3(1 - X_B)^{2/3} + 2(1 - X_B)$$

где D – коэффициент диффузии реагента А через слой золы, $\text{м}^2/\text{с}$;
 R – радиус ядра, м [1-4].

Относительная скорость такого процесса выше скорости процесса, протекающего в области внешней диффузии [1-4].

Для интенсификации такого процесса необходимо:

- создавать условия, ускоряющие диффузию, т.е. вводить в систему вещества, увеличивающие порозность инертного слоя или золы;
- увеличивать концентрацию $C_{A(r)}$ в газовой фазе [1-4].

3. Процесс лимитируется скоростью химической реакции:

$$\tau = \frac{\rho_B \cdot R_0}{k \cdot C_{A(r)}} \left(1 - \frac{R}{R_0} \right), \quad \frac{\tau}{\tau_n} = 1 - \frac{R}{R_0} \quad \text{или} \quad \frac{\tau}{\tau_n} = 1 - (1 - X_B)^{1/3}.$$

Если процесс лимитируется скоростью химической реакции, то кривая зависимость степени превращения от величины τ / τ_n похожа на кривую внутренней диффузии, разница мала и сопоставима с ошибками эксперимента [1-4].

Для интенсификации такого процесса необходимо:

- уменьшать размер частиц R_0 ;
- увеличивать константу химической реакции путем повышения температуры;
- увеличивать концентрацию C_A в газовой фазе [1-4].

Полученные зависимости $X_B = f(\tau / \tau_n)$ позволяют определить область протекания процесса. Для этого проводят ряд опытов, строят зависимости и сравнивают с теоретическими кривыми [1-4].

4.1.1 Поверхность контакта фаз

Поверхность контакта фаз увеличивается в основном за счет аппаратного оформления процесса, поэтому используют башни с насадкой, печь с кипящим слоем и т.д. [1-4].

4.1.2 Движущая сила процесса

Движущая сила процесса представляет собой разность концентраций:

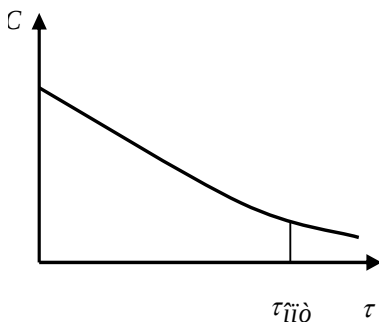


Рисунок 4.6 – Изменение движущей силы процесса во времени

$$\Delta C = C_{\text{передающая фаза}} - C_{\text{зона хим. реакции}}$$

Если необходимо увеличить движущую силу, нужно увеличить концентрацию или давление в передающей фазе, либо отвести продукты [1-4].

Движущая сила меняется в процессе ХТП во времени, и чем меньше движущая сила, тем меньше скорость, и это означает, что необходимо вводить оптимальное время проведения процесса (рисунок 5.6) [1-4].

4.2 Гетерогенные процессы в системах «газ–жидкость» и «жидкость–жидкость»

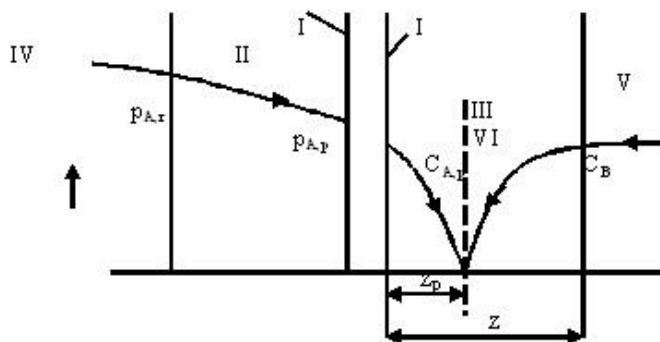
Закономерности, отражающие процессы, протекающие в системах «газ–жидкость» (Г–Ж) и «жидкость–жидкость» (Ж–Ж), аналогичны, поэтому будем рассматривать только процессы в системах Г–Ж [1-4].

При соприкосновении газа, содержащего реагент А, с жидкостью, содержащей растворенный реагент В, газообразный реагент абсорбируется жидкостью и растворяется в ней. Рассмотрим условия, при которых реагенты вступают во взаимодействие в соответствии с уравнением $A_{(г)} + B_{(ж)} \rightarrow R_{(ж)}$.

В зависимости от свойств реагента и жидкости профили концентраций реагента в пограничных слоях газа и жидкости могут быть различными [1-4].

Рассмотрим условия, когда взаимодействие между реагентами происходит в пограничном слое жидкости. В этом случае общее уравнение скорости процесса такое же, что и для системы Г–Т, и должно отражать две стадии взаимодействия реагентов – массообмен реагентов между фазами и собственно химическую реакцию. Соотношение скоростей этих стадий может изменяться в широких пределах. В одном, предельном случае химическая реакция протекает настолько быстро, что скорость диффузии веществ целиком лимитирует общую скорость процесса. В другом случае химическая реакция протекает настолько медленно, что газообразный реагент абсорбируется жидкостью и достаточно равномерно распределяется в ней, при этом общая скорость процесса целиком определяется скоростью химической реакции. Встречающиеся на практике процессы в системе Г–Ж в большинстве случаев занимают промежуточное состояние между двумя этими предельными случаями [1-4].

Если реакция протекает с большой скоростью и осуществляется в области пограничного слоя жидкости, процесс проходит через ряд стадий (рисунок 4.7) [1-4].



I – поверхность раздела фаз; II – пограничный слой газа;
 III – пограничный слой жидкости; IV – турбулентный поток газа;
 V – турбулентный поток жидкости; VI – граница зоны реакции;
 z – толщина пограничного слоя жидкости; z_p – толщина слоя жидкости, в котором протекает реакция

Рисунок 4.7 – Распределение концентрации реагентов реакции $A_{(г)} + B_{(ж)} \rightarrow R_{(ж)}$ в пограничных слоях газа и жидкости

Основные стадии:

- диффузия реагента A из турбулентного потока газа через пограничный слой газа II к поверхности раздела фаз I;
- диффузия реагента A от поверхности раздела фаз I в объем пограничного слоя жидкости III;
- диффузия активного компонента B из турбулентного потока жидкости через пограничный слой III в зону реакции VI;
- химическая реакция в пограничном слое жидкости;
- диффузия продукта R из пограничного слоя жидкости III в турбулентный поток жидкости V [1-4].

Общая скорость реакции, отнесенная к единице поверхности раздела фаз, в рассматриваемых случаях выражается уравнением:

$$W_{гA} = W_{гB} = -\frac{1}{A} \frac{dn_A}{d\tau} = -\frac{1}{A} \frac{dn_B}{d\tau} = \beta_{A,г} (P_{A,г} - P_{A,р}) = \beta_{A,ж} (C_{A,г} - 0) = \beta_{B,ж} (C_{B,г} - 0), \quad (4.4)$$

где $\beta_{A,г}$ – коэффициент массоотдачи реагента A в газовой фазе;

$\beta_{A,ж}$, $\beta_{B,ж}$ – коэффициенты массоотдачи реагентов A и B в жидкой фазе.

Глубина зоны жидкой фазы, в которой протекает реакция, зависит от скорости химической реакции, концентрации реагентов A и B, а также от коэффициентов диффузии реагентов A и B в жидкости. Чем

выше скорость реакции и выше концентрация реагента В, тем меньше зона реакции [1-4].

При очень большой скорости (мгновенной реакции) и высокой концентрации реагента В процесс завершается у поверхности раздела фаз. В этом случае сопротивление пограничного слоя газа становится определяющим для процесса в целом – процесс протекает во внешне-диффузионной области. Соответственно, упрощается уравнение (4.4):

$$W_{rA} = W_{rB} = \beta_{A,g} \cdot p_{A,g} \quad (4.5)$$

Для интенсификации такого процесса необходимо увеличивать парциальное давление компонента А в газовой фазе и увеличивать коэффициент массоотдачи в газовой фазе (что достигается увеличением скорости газового потока и его турбулизацией) [1-4].

По мере уменьшения скорости химической реакции могут существовать различные режимы. Например, если скорость химической реакции и скорость диффузии в газовой фазе соизмеримы, процесс протекает в переходной области [1-4].

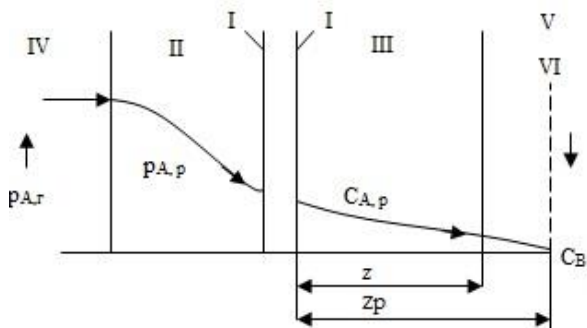


Рисунок 4.8 – Распределение концентрации реагентов реакции $A_{(г)} + B_{(ж)} \rightarrow R_{(ж)}$ в пограничных слоях газа и жидкости при малой скорости химической реакции

Если скорость реакции мала, зона реакции охватывает весь пограничный слой жидкости III и попадает в турбулентный поток жидкости V. В этом случае скорость процесса зависит как от скорости диффузии в жидкой фазе, так и от скорости химической реакции. Для повышения скорости такого процесса необходимо увеличить скорость диффузии реагента А в пограничном слое газа к поверхности раздела фаз, а также увеличить скорость химической реакции (рисунок 4.8) [1-4].

4.3 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. В чем заключается главная особенность гетерогенных химических процессов?

2. Какие кинетические модели обычно используют для описания гетерогенных процессов в системах газ–твердое тело, газ–жидкость?

3. Какой смысл вкладывается в понятия «кинетическая область гетерогенного процесса», «диффузионная область»?

4. Как увеличить коэффициент массотдачи на стадии внешней диффузии?

5. Сформулируйте основные свойства лимитирующей стадии.

6. Как определить лимитирующую стадию гетерогенного процесса, экспериментально изучая влияние температуры на скорость образования продуктов в ходе этого процесса?

7. Как определить лимитирующую стадию гетерогенного процесса в системах газ–твердое тело, используя теоретические зависимости между временем пребывания в реакторе и степенью превращения твердой фазы для различных областей протекания гетерогенного процесса?

8. В чем заключается различие в расчете реакторов для проведения гетерогенных процессов в системе газ–твердое тело в случаях, когда твердая фаза состоит из частиц одного размера и когда она характеризуется каким-то распределением частиц по размерам?

9. Какая величина называется коэффициентом ускорения абсорбции? Почему можно говорить об ускорении абсорбции, если в жидкой фазе протекает химическая реакция?

10. Сравните достоинства и недостатки пленочной модели и моделей обновления поверхности, используемых при описании газожидкостных реакций.

4.4 Тестовые задания

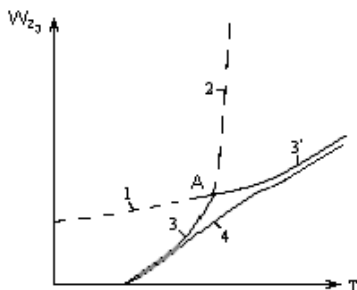


Рисунок 4.9 – Зависимость общей скорости гетерогенного процесса от температуры

4.4.1 На рисунке 4.9 кривая 1 – это...

- а) скорость диффузии;
- б) скорость химической реакции;
- в) общая скорость процесса, теоретическая;
- г) общая скорость процесса, установленная экспериментально.

4.4.2 На рисунке 4.9 кривая 2 – это...

- а) скорость диффузии;
- б) скорость химической реакции;
- в) общая скорость процесса, теоретическая;
- г) общая скорость процесса, установленная экспериментально.

4.4.3 На рисунке 4.9 кривая 3 – это...

- а) скорость диффузии;
- б) скорость химической реакции;
- в) общая скорость процесса, теоретическая;
- г) общая скорость процесса, установленная экспериментально.

4.4.4 На рисунке 4.9 кривая 4 – это...

- а) скорость диффузии;
- б) скорость химической реакции;
- в) общая скорость процесса, теоретическая;
- г) общая скорость процесса, установленная экспериментально.

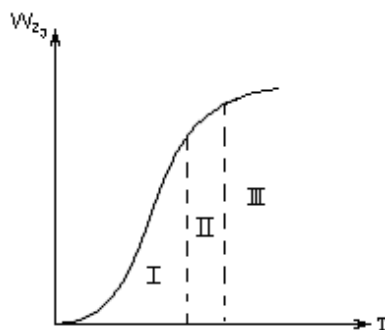


Рисунок 4.10 – Зависимость общей скорости гетерогенного процесса от температуры

4.4.5 На рисунке 4.10 I – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.6 На рисунке 4.10 II – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.7 На рисунке 4.10 III – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

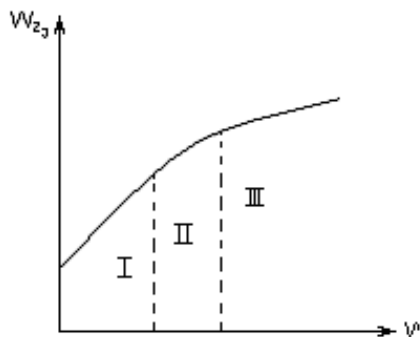


Рисунок 4.11 – Зависимость общей скорости гетерогенного процесса от линейной скорости газового потока

4.4.8 На рисунке 4.11 I – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.9 На рисунке 4.11 II – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.10 На рисунке 4.11 III – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

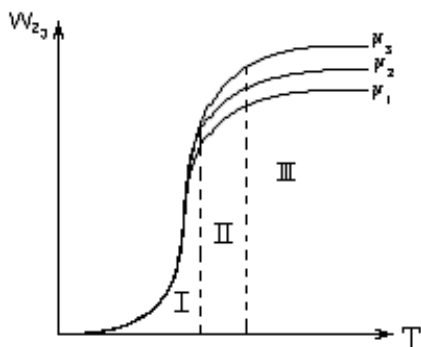


Рисунок 4.12 – Зависимость общей скорости гетерогенного процесса от температуры

4.4.11 На рисунке 4.12 I – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.12 На рисунке 4.12 II – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.13 На рисунке 4.12 III – это...

- а) кинетическая область;
- б) переходная область;
- в) диффузионная область.

4.4.14 Скорость гетерогенного процесса можно определить по уравнению $W_{2_j} = K \cdot A \cdot \Delta C$, где K – это...

- а) коэффициент скорости процесса;
- б) поверхность контакта фаз;
- в) движущая сила процесса.

4.4.15 Скорость гетерогенного процесса можно определить по уравнению $W_{2j} = K \cdot A \cdot \Delta C$, где A – это...

- а) коэффициент скорости процесса;
- б) поверхность контакта фаз;
- в) движущая сила процесса.

4.4.16 Скорость гетерогенного процесса можно определить по уравнению $W_{2j} = K \cdot A \cdot \Delta C$, где ΔC – это...

- а) коэффициент скорости процесса;
- б) поверхность контакта фаз;
- в) движущая сила процесса.

4.4.17 Для гетерогенного процесса k_T в уравнении
$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_T} + \frac{1}{\beta_\Gamma}}$$

– это...

- а) коэффициент скорости процесса;
- б) коэффициент скорости массоотдачи в газовой фазе, отнесенной к единице поверхности;
- в) константа скорости реакции.

4.4.18 Для гетерогенного процесса K в уравнении
$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_T} + \frac{1}{\beta_\Gamma}}$$

–это...

- а) коэффициент скорости процесса;
- б) коэффициент скорости массоотдачи в газовой фазе, отнесенной к единице поверхности;
- в) константа скорости реакции.

4.4.19 Для гетерогенного процесса β_Γ в уравнении
$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_T} + \frac{1}{\beta_\Gamma}}$$

–это...

- а) коэффициент скорости процесса;
- б) коэффициент скорости массоотдачи в газовой фазе, отнесенной к единице поверхности;
- в) константа скорости реакции.

4.4.20 Для гетерогенного процесса

$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_T} + \frac{1}{\beta_T}}.$$

Если $k_T \ll \beta_T$, то $K \approx k_T$. Следовательно, процесс протекает...

- а) в кинетической области;
- б) в переходной области;
- в) в диффузионной области.

4.4.21 Для гетерогенного процесса

$$K = \frac{1}{\frac{1}{k_T} + \frac{1}{\beta_T}}.$$

Если $k_T \gg \beta_T$, то $K \approx \beta_T$.

Следовательно, процесс протекает...

- а) в кинетической области;
- б) в переходной области;
- в) в диффузионной области.

4.4.22 Для повышения скорости гетерогенного процесса, протекающего в диффузионной области ($K \approx \beta_T$), необходимо:

- а) увеличивать скорость газового потока, усилить его турбулизацию;
- б) повышать температуру;
- в) повышать температуру и применять катализатор.

4.4.23 Для повышения скорости гетерогенного процесса, протекающего в кинетической области ($K \approx k_T$), необходимо:

- а) увеличивать скорость газового потока, усилить его турбулизацию;
- б) повышать температуру;
- в) повышать температуру и применять катализатор.

4.4.24 Для реакции $A \rightleftharpoons R - Q$ при увеличении температуры равновесие смещается в сторону образования...

- а) целевого продукта;
- б) исходного реагента;
- в) не изменяется.

4.4.25 Для реакции $A \rightleftharpoons R + Q$ при увеличении температуры равновесие смещается в сторону образования...

- а) целевого продукта;
- б) исходного реагента;
- в) не изменяется.

5 ПРОМЫШЛЕННЫЙ КАТАЛИЗ

90 % химических реакций являются каталитическими. Под катализом понимают изменение скорости при применении катализатора [1-4].

Катализ может быть положительным и отрицательным. Если катализ отрицательный, то вещества называют ингибиторами [1-4].

Катализатор применяют в трех агрегатных состояниях, в основном применяют твердый катализатор (производство серной кислоты, синтез аммиака, производство азотной кислоты и т.д.); жидкие катализаторы применяются при осуществлении ХТП в жидкой среде; применение газообразных катализаторов очень редко [1-4].

В характеристике реакции всегда указывается каталитическая она или нет. Применение катализатора, кроме очевидных плюсов, с технологической точки зрения имеет следующие недостатки:

- выделение катализатора, если реакция гомогенно-каталитическая;

- применение очистки продуктов от каталитической пыли [1-4].

Существует большое количество теорий, объясняющих действие катализатора. Наибольшее распространение получила теория промежуточных состояний, согласно которой химическая реакция между реагентами заменяется на две или более реакции реагентов с катализаторами, когда образуются непрочные химические соединения между реагентами и катализаторами. Ускоряющее действие катализатора заключается в понижении энергии активации химической реакции [1-4].

Для характеристики каталитического процесса используют следующие показатели:

- активность. Это отношение константы химической реакции с использованием катализатора к константе химической реакции без катализатора $A = k_k/k$;

- температуру зажигания катализатора. Это та минимальная температура реакционной смеси, при которой процесс протекает с приемлемой для промышленности скоростью. Чем выше активность катализатора, тем меньше температура зажигания. Чем меньше температура зажигания, тем меньше расходы на нагрев реакционной смеси и тем больше температурный диапазон для регулировки температуры. Это особенно важно при протекании обратимых экзотермических реакций (рисунок 5.1);

- селективность. Это избирательность, следовательно, катализатор должен ускорять целевую реакцию, не влияя на побочные взаимодействия;

- отравляемость катализатора (обратимая и необратимая). Если из контактного аппарата убрать каталитические яды, и активность катализатора восстановится, то имеет место обратимое отравление [1-4].

Если каталитические яды из контактного аппарата были удалены, а активность катализатора не восстановилась, то катализатор был необратимо отравлен. Отравление катализатора может быть полным и частичным;

- τ_K – время контактирования;
- S – объемную скорость [1-4].

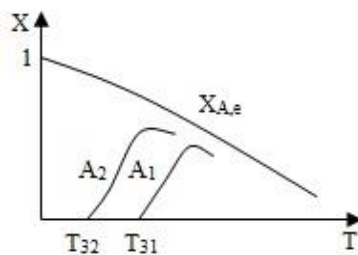
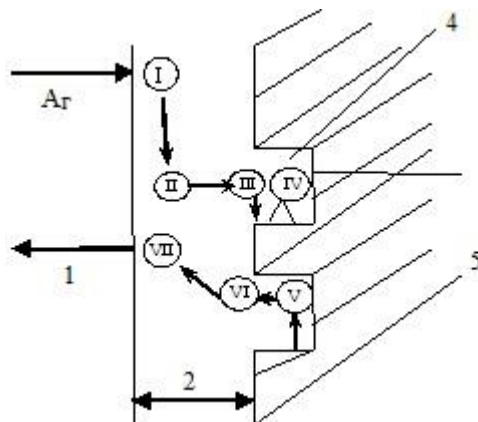


Рисунок 5.1 – Зависимость степени превращения экзотермической обратимой реакции от температуры для катализаторов различной активности при $A_1 < A_2$

Для уменьшения стоимости катализатора и увеличения поверхности контакта фаз используется контактная масса [1-4].

Контактная масса состоит: из трегера (носителя) – твердого пористого вещества, на которое тем или иным методом нанесены катализатор и активатор; активаторов – веществ, ускоряющих действие самого катализатора [1-4].

Элементарные стадии гетерогенного катализа представлены на рисунке 5.2 [1-4].



1 – газовый поток; 2 – пограничный слой; 3 – внешняя поверхность катализатора; 4 – поры катализатора; 5 – внутренняя поверхность пор катализатора

I – внешняя диффузия реагентов из ядра газового потока к поверхности раздела фаз; II – внутренняя диффузия реагентов в порах катализатора; III – активированная адсорбция с образованием поверхностных не прочных химических соединений – активированных комплексов; IV – перегруппировка атомов с образованием активированных комплексов продукт–катализатор; V – десорбция продукта с поверхности; VI – внутренняя диффузия продукта в порах катализатора; VII – внешняя диффузия продукта в ядро газовой поверхности

Рисунок 5.2 – Элементарные стадии гетерогенного катализа

По сравнению с гетерогенным процессом появились стадии III, IV, V.

Катализаторы и контактная масса применяются в виде сеток, гранул, таблеток и колец [1-4].

Подготовка контактной массы включает следующие стадии:

- осаждение гидроокисей и карбонатов на носителе с последующим формованием и прокаливанием;
- пропитку носителя растворами катализатора и активатора;
- сплавление веществ;
- совместное прессование всех компонентов с вяжущими веществами [1-4].

5.1 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Какие вещества называются катализаторами?
2. В чем заключается природа действия катализаторов?
3. Может ли катализатор сместить равновесие химической реакции?
4. Перечислите основные технологические характеристики твердых катализаторов и дайте их определения.
5. Какая кинетическая модель гетерогенных процессов подходит для описания каталитической реакции на твердом пористом катализаторе?
6. Какие отрицательные последствия может вызвать протекание каталитической реакции на твердом катализаторе во внешне диффузионной области?
7. Что такое коэффициент эффективности использования поверхности катализатора?
8. Какие допущения лежат в основе вывода изотермы Ленгмюра? Насколько они справедливы для реальных случаев адсорбции реагентов на катализаторе?
9. Выведите уравнение изотермы абсорбции Ленгмюра.
10. Почему кажущаяся энергия активации каталитической реакции, как правило, ниже истинной энергии активации?
11. Сформулируйте основные положения кинетической модели Ленгмюра –Хиншельвуда.

5.2 Тестовые задания

5.2.1 Активность катализатора – это...

- а) мера ускоряющего воздействия по отношению к данной реакции;
- б) минимальная температура, при которой технологический процесс начинает идти с достаточной для практических целей скоростью;
- в) способность избирательно ускорять целевую реакцию при наличии нескольких побочных реакций.

5.2.2 Селективность, или избирательность, катализатора – это...

- а) мера ускоряющего воздействия по отношению к данной реакции;
- б) минимальная температура, при которой технологический процесс начинает идти с достаточной для практических целей скоростью;

в) способность избирательно ускорять целевую реакцию при наличии нескольких побочных реакций.

5.2.3 Температура зажигания катализатора – это...

а) мера ускоряющего воздействия по отношению к данной реакции;

б) минимальная температура, при которой технологический процесс начинает идти с достаточной для практических целей скоростью;

в) способность избирательно ускорять целевую реакцию при наличии нескольких побочных реакций.

5.2.4 Присутствие катализатора...

а) сдвигает равновесие химической реакции в сторону образования продукта;

б) не может изменить состояние химического равновесия, которое не зависит от пути реакции;

в) сдвигает равновесие химической реакции в сторону образования реагентов.

5.2.5 Укажите уравнение, по которому можно определить объёмную скорость:

а) $k = k_0 e^{-E/RT}$; б) $\tau = \frac{V_K}{v}$;

в) $A = \frac{k_K}{k} = e^{\Delta E/RT}$; г) $S = \frac{1}{\tau}$.

5.2.6 Укажите уравнение, по которому можно определить активность катализатора:

а) $k = k_0 e^{-E/RT}$; б) $\tau = \frac{V_K}{v}$;

в) $A = \frac{k_K}{k} = e^{\Delta E/RT}$; г) $S = \frac{1}{\tau}$.

5.2.7 Укажите уравнение, по которому можно определить время контакта (время соприкосновения):

а) $k = k_0 e^{-E/RT}$; б) $\tau = \frac{V_K}{v}$;

в) $A = \frac{k_K}{k} = e^{\Delta E/RT}$; г) $S = \frac{1}{\tau}$.

5.2.8 v в уравнении $\tau = \frac{V_K}{v}$ – это...

а) объёмная скорость (объём реакционной смеси, проходящей через единицу объёма катализатора в единицу времени;

б) объём катализатора;

в) объём реакционной смеси, проходящей через катализатор в единицу времени.

5.2.9 Укажите размерность объёмной скорости $S = \frac{v}{V_k} = \frac{1}{\tau}$:

а) $\frac{M^3}{C}$; б) M^3 ; в) C ; г) C^{-1} .

5.2.10 При увеличении объёмной скорости обычно степень превращения...

а) снижается;

б) не меняется;

в) увеличивается.

5.2.11 При увеличении объёмной скорости обычно интенсивность работы аппарата (количество целевого продукта, полученного с единицы объёма катализатора в единицу времени)...

а) снижается; б) не меняется; в) увеличивается;

5.2.12 Трегеры (носители) – это...

а) вещества, повышающие активность основного катализатора, например, окислы щелочных металлов, увеличивают активность железных катализаторов в синтезе аммиака и ванадиевых катализаторов при окислении двуокиси серы;

б) термостойкие, инертные, пористые вещества, на которых осаждением или другими способами наносят катализатор;

в) вещества, которые многократно вступают в промежуточное взаимодействие с участниками реакции, изменяют её механизм и увеличивают скорость реакции; при этом они восстанавливают свой химический состав после каждого цикла промежуточных взаимодействий.

5.2.13 Активаторы – это...

а) вещества, повышающие активность основного катализатора, например, окислы щелочных металлов, увеличивают активность железных катализаторов в синтезе аммиака и ванадиевых катализаторов при окислении двуокиси серы;

б) термостойкие, инертные, пористые вещества, на которых осаждением или другими способами наносят катализатор;

в) вещества, которые многократно вступают в промежуточное взаимодействие с участниками реакции, изменяют её механизм и увеличивают скорость реакции; при этом они восстанавливают свой

химический состав после каждого цикла промежуточных взаимодействий.

5.2.14 Катализаторы – это...

а) вещества, повышающие активность основного катализатора, например, окислы щелочных металлов, увеличивают активность железных катализаторов в синтезе аммиака и ванадиевых катализаторов при окислении двуокиси серы;

б) термостойкие, инертные, пористые вещества, на которых осаждением или другими способами наносят катализатор;

в) вещества, которые, многократно вступают в промежуточное взаимодействие с участниками реакции, изменяют её механизм и увеличивают скорость реакции; при этом они восстанавливают свой химический состав после каждого цикла промежуточных взаимодействий.

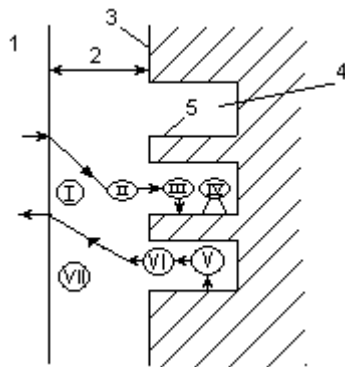


Рисунок 5.3 – Элементарные стадии гетерогенного катализа в системе Г–Т

5.2.15 На рисунке 5.3 что собой представляет 1?

- а) турбулентный поток газа;
- б) пограничный слой газа;
- в) наружную поверхность катализатора;
- г) поры катализатора;
- д) внутреннюю поверхность пор.

5.2.16 На рисунке 5.3 что собой представляет 2?

- а) турбулентный поток газа;
- б) пограничный слой газа;
- в) наружную поверхность катализатора;
- г) поры катализатора;

- д) внутреннюю поверхность пор.
- 5.2.17 На рисунке 5.3 что собой представляет 3?
- а) турбулентный поток газа;
 - б) пограничный слой газа;
 - в) наружную поверхность катализатора;
 - г) поры катализатора;
 - д) внутреннюю поверхность пор.
- 5.2.18 На рисунке 5.3 что собой представляет 4?
- а) турбулентный поток газа;
 - б) пограничный слой газа;
 - в) наружную поверхность катализатора;
 - г) поры катализатора;
 - д) внутреннюю поверхность пор.
- 5.2.19 На рисунке 5.3 что собой представляет 5?
- а) турбулентный поток газа;
 - б) пограничный слой газа;
 - в) наружную поверхность катализатора;
 - г) поры катализатора;
 - д) внутреннюю поверхность пор.
- 5.2.20 На рисунке 5.3 что собой представляет I?
- а) внешнюю диффузию реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;
 - б) внутреннюю диффузию реагентов в порах зерна катализатора;
 - в) активированную адсорбцию веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;
 - г) перегруппировку атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;
 - д) десорбцию продукта с поверхности;
 - е) внутреннюю диффузию продукта в порах зерна катализатора;
 - ж) внешнюю диффузию продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.
- 5.2.21 На рисунке 5.3 что такое II?
- а) внешняя диффузия реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;
 - б) внутренняя диффузия реагентов в порах зерна катализатора;
 - в) активированная адсорбция веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;

г) перегруппировка атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;

д) десорбция продукта с поверхности;

е) внутренняя диффузия продукта в порах зерна катализатора;

ж) внешняя диффузия продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.

5.2.22 На рисунке 5.3 что собой представляет III?

а) внешнюю диффузию реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;

б) внутреннюю диффузию реагентов в порах зерна катализатора;

в) активированную адсорбцию веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;

г) перегруппировку атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;

д) десорбцию продукта с поверхности;

е) внутреннюю диффузию продукта в порах зерна катализатора;

ж) внешнюю диффузию продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.

5.2.23 На рисунке 5.3 что собой представляет IV?

а) внешнюю диффузию реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;

б) внутреннюю диффузию реагентов в порах зерна катализатора;

в) активированную адсорбцию веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;

г) перегруппировку атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;

д) десорбцию продукта с поверхности;

е) внутреннюю диффузию продукта в порах зерна катализатора;

ж) внешнюю диффузию продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.

5.2.24 На рисунке 5.3 что собой представляет V?

а) внешнюю диффузию реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;

б) внутреннюю диффузию реагентов в порах зерна катализатора;

в) активированную адсорбцию веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;

г) перегруппировку атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;

д) десорбцию продукта с поверхности;

е) внутреннюю диффузию продукта в порах зерна катализатора;

ж) внешнюю диффузию продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.

5.2.25 На рисунке 5.3 что собой представляет VI?

а) внешнюю диффузию реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;

б) внутреннюю диффузию реагентов в порах зерна катализатора;

в) активированную адсорбцию веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;

г) перегруппировку атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;

д) десорбцию продукта с поверхности;

е) внутреннюю диффузию продукта в порах зерна катализатора;

ж) внешнюю диффузию продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.

5.2.26 На рисунке 5.3 что собой представляет VII?

а) внешнюю диффузию реагирующих веществ из ядра потока к поверхности зёрен катализатора;

б) внутреннюю диффузию реагентов в порах зерна катализатора;

в) активированную адсорбцию веществ на поверхности катализатора с образованием поверхностных непрочных химических соединений – активированных комплексов;

г) перегруппировку атомов с образованием поверхностных комплексов «продукт-катализатор»;

д) десорбцию продукта с поверхности;

е) внутреннюю диффузию продукта в порах зерна катализатора;

ж) внешнюю диффузию продукта реакции от поверхности зерна катализатора в ядро потока.

6 ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

6.1 Общие сведения о химических реакторах. Реакторы идеального смешения

Химический реактор – это аппарат, в котором осуществляется типовой ХТП, сопровождающийся массо- и теплообменом [1-4].

К химическим реакторам применяются следующие требования:

- реактор должен обеспечивать максимальную производительность и интенсивность;
- реактор должен обеспечивать максимальную степень превращения и максимальную селективность;
- реактор должен иметь минимальные затраты на перемешивание и транспортирование реагентов и продуктов;
- в реакторе в максимальной степени должна использоваться теплота химической реакции;
- реакторы должны быть надежными, максимально автоматизированными и механизированными;
- реакторы должны быть дешевыми и простыми [1-4].

Реакторы отличаются друг от друга, но есть общие признаки, которые позволяют их классифицировать. Классификация позволяет получить математическое описание, ввести поправочные коэффициенты и получить модель реального аппарата (рисунки 6.1, 6.2, 6.3, 6.4, 6.5, 6.6, 6.7) [1-4].



Рисунок 6.1 Классификация химических реакторов



Рисунок 6.2 – Классификация химических реакторов по режиму движения реакционной смеси

Реактор смешения – это емкостный аппарат, где осуществляется циркуляционное перемешивание или перемешивание механическими мешалками [1-4].

Предельной структурой является РИС, где в результате интенсивного перемешивания в данный момент времени все параметры, характеризующие процесс, выравнены по объему [1-4].

Реакторы вытеснения – это трубчатые аппараты, имеющие вид удлиненного канала [1-4].

В РИВ элемент потока вытесняет предшествующие элементы, не перемешиваясь с впереди и сзади идущими элементами [1-4].

В РИС перемешивание имеет глобальный характер, а в РИВ – локальный [1-4].



Рисунок 6.3 – Классификация химических реакторов по условиям теплообмена

Изотермические реакторы – это реакторы, где постоянная температура реакционной смеси поддерживается за счет теплообмена с окружающей средой с помощью промежуточного теплоносителя [1-4].

Адиабатические реакторы – без теплообмена с окружающей средой [1-4].

Поддержание двух режимов, изотермического и адиабатического, достаточно сложно, поэтому реакторы работают в промежуточном режиме, т.е. часть тепла затрачивается на нагрев реакционной смеси, а часть отводится с помощью промежуточного хладагента [1-4].

Автотермические реакторы – это реакторы, в которых поддержание оптимального температурного режима осуществляется за счет теплоты химической реакции без использования внешних источников энергии [1-4].

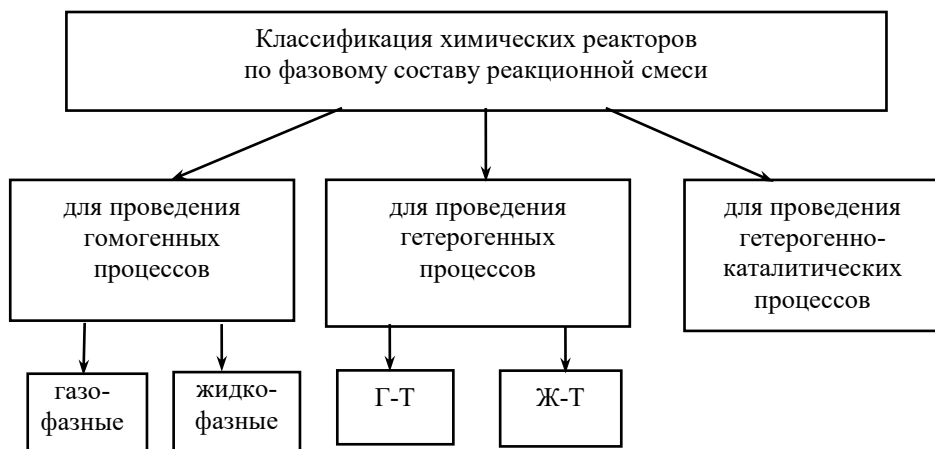


Рисунок 6.4 – Классификация химических реакторов по фазовому составу реакционной смеси

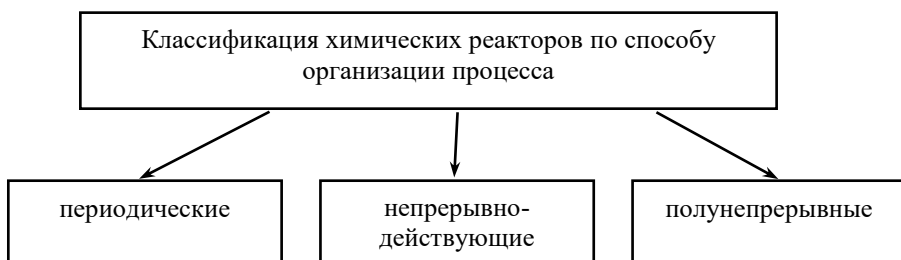


Рисунок 6.5 – Классификация химических реакторов по способу организации процесса

Периодический реактор – это реактор, где реагенты загружаются и проводится ХТП; периодически в процессе реакции ничего не добавляется и не забирается из реактора [1-4].

Непрерывнодействующий реактор – это реактор, в который непрерывно подводят реагенты и из которого отводятся продукты [1-4].

Полунепрерывные реактор – это реакторы, сочетающие первые два варианта, причем сочетания могут быть различными [1-4].

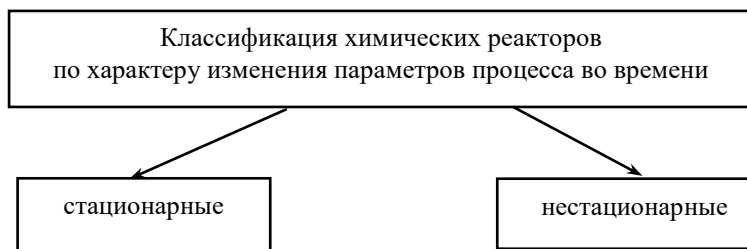


Рисунок 6.6 – Классификация химических реакторов по характеру изменения параметров процесса во времени

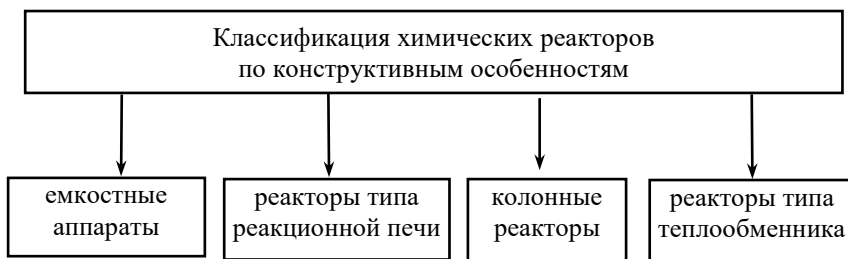
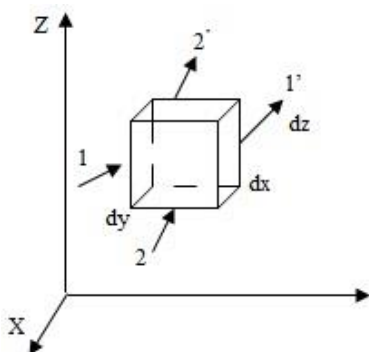


Рисунок 6.7 – Классификация химических реакторов по конструктивным особенностям

6.1.1 Химические реакторы с идеальной структурой потока в изотермическом режиме. Уравнение материального баланса для элементарного объема проточного химического реактора

Выделим в движущемся потоке реакционной смеси элементарный параллелепипед с гранями dx , dy , dz и обозначим материальные потоки (рисунок 6.8) [1-4].



1, 1' – конвективный перенос
2, 2' – диффузионный перенос.

Рисунок 6.8 – Элементарный объем химического проточного реактора

О ходе реакции будем судить по изменению молярной концентрации вещества J (C_J) [1-4].

Изменение количества вещества J в ходе химической реакции обусловлено: конвекцией, диффузией, химической реакцией и накоплением вещества в химическом реакторе [1-4]

$$\Delta n_{J_{\text{кон}}} + \Delta n_{J_{\text{диф}}} - \Delta n_{J_{\text{х.р.}}} = \Delta n_{J_{\text{нак}}} \quad (6.1)$$

Составляющие материального баланса можно определить:

$$\begin{aligned} \Delta n_{J_{\text{кон}}} &= (-\vec{u} \cdot \text{grad} C_J \cdot dV \cdot d\tau); & \Delta n_{J_{\text{х.р.}}} &= W_{rJ} \cdot dV \cdot d\tau; \\ \Delta n_{J_{\text{диф}}} &= D \cdot \nabla^2 C_J \cdot dV \cdot d\tau; & \Delta n_{J_{\text{нак}}} &= \frac{\partial C_J}{\partial \tau} \cdot dV \cdot d\tau, \end{aligned} \quad (6.2)$$

где $\vec{u}$ – вектор скорости;
 D – коэффициент диффузии;
 $\text{grad} C_J$ – градиент концентрации;
 $\nabla^2 C_J$ – оператор Лапласа.

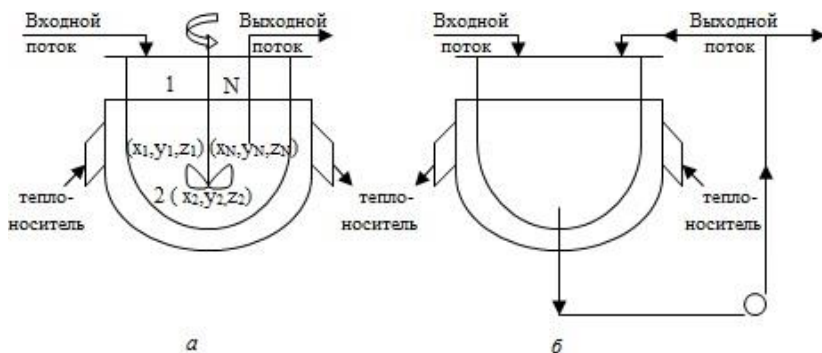
После преобразования получим уравнение материального баланса элементарного объема проточного химического реактора:

$$(-\vec{u} \cdot \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{rJ}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau} \quad (6.3)$$

6.1.2 Реактор идеального смешения (РИС)

По определению РИС в результате интенсивного перемешивания устанавливаются абсолютно одинаковые условия в любой точке реактора: концентрации реагентов и продуктов, степени превращения реагентов, температура, скорость химической реакции и т.д. (рисунок 8.9). Например, в некоторый момент времени τ_i во всех точках реактора выполняются условия $C_J(x_1, y_1, z_1, \tau_i) = C_J(x_2, y_2, z_2, \tau_i) = \dots = C_J(x_N, y_N, z_N, \tau_i)$ [1-4].

$$\frac{\partial C_J}{\partial x} = 0; \quad \frac{\partial C_J}{\partial y} = 0; \quad \frac{\partial C_J}{\partial z} = 0. \quad (6.4)$$



а — с механическим перемешивающим устройством;
б — с циркуляционным контуром

Рисунок 6.9 – Схематическое изображение реакторов идеального смешения

Смешение, близкое к идеальному, осуществляют в емкостных аппаратах с приблизительно равными диаметром и высотой [1-4].

6.1.3 Реактор идеального смешения периодического действия (РИС-П)

Из общего уравнения материального баланса в случае периодического РИС можно исключить два первых оператора, описывающих явление конвективного и диффузионного переноса вещества в аппарате [1-4].

Уравнение материального баланса примет вид:

$$-W_{rJ} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau} \quad (6.5)$$

Уравнение материального баланса РИС-П совпадает с уравнением, дающим определение, что такое скорость химической реакции. Из одинакового вида уравнений (3.1) и (6.5) косвенно можно сделать вывод о том, что гидродинамическая обстановка в реакторе не накладывает ограничений на химическую кинетику (рисунок 6.10) [1-4].

Уравнение (6.5) преобразуем и проинтегрируем:

$$\tau = - \int_{C_{J,0}}^{C_J} \frac{dC_J}{W_{rJ}(C_J)} \quad (6.6)$$

Или если вещество J – исходный реагент, то концентрацию C_J можно выразить через его степень превращения:

$$\tau = C_{J,0} \int_0^{X_J} \frac{dX_J}{W_{rJ}(X_J)} \quad (6.7)$$

где $W_{rJ}(C_J)$ и $W_{rJ}(X_J)$ – скорость химической реакции, выраженная соответственно через концентрацию и степень превращения.

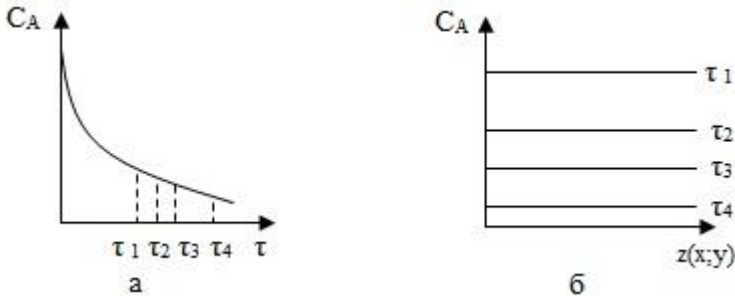


Рисунок 6.10 – Изменение концентрации исходного реагента в РИС-П во времени (а) и по объему аппарата (б)

Время, рассчитанное по уравнениям (6.6) и (6.7), является «чистым» временем, необходимым для проведения химического превращения. Однако для осуществления процесса в РИС-П кроме этого «реакционного» времени нужно затратить вспомогательное время на загрузку реагентов, выведение реактора на нужный технологический режим, разгрузку и очистку. Полное время одного цикла работы РИС-П складывается из основного $\tau_{x.p.}$ и вспомогательного $\tau_{всп.}$.

$$\tau_{\Sigma} = \tau_{x.p.} + \tau_{всп.} \quad (6.8)$$

Наличие вспомогательного времени $\tau_{\text{всп.}}$ приводит к снижению производительности химического реактора. Другие его недостатки – большие затраты ручного труда, сложность решения задач автоматизации (т.к. условия в реакторе во времени постоянно меняются) [1-4].

Однако РИС-П обычно можно приспособить к широкому диапазону условий реакций, что удобно при необходимости производить на одной установке различные химические продукты [1-4].

6.1.4 Реактор идеального смешения непрерывного действия (РИС- Н)

Для получения большого количества продуктов одинакового качества используют РИС-Н. По определению РИС-Н, работающего в стационарных условиях, в уравнении материального баланса (6.3) будет отсутствовать диффузионный перенос и накопление вещества в реакторе [1-4].

Уравнение материального баланса РИС-Н, работающего в стационарном режиме:

$$(-u_z \frac{\partial C_J}{\partial C_z} - W_{rJ}) = 0 \quad (6.9)$$

где u_z – проекция скорости на ось z .

Представим это уравнение в конечно-разностной форме:

$$(-u \frac{\Delta C_J}{\Delta z} - W_{rJ}) = 0 ; \quad (-\frac{V}{A \Delta z} \Delta C_J - W_{rJ}) = 0 ; \quad V = A \cdot \Delta z ;$$

$$\frac{V}{V} = \bar{\tau} ,$$

где A – площадь «живого» сечения реактора;

$\bar{\tau}$ – среднее время пребывания реагентов в проточном реакторе.

$$\bar{\tau}_{\text{РИС-Н}} = \frac{C_{J_0} - C_J}{W_{rJ}(C_J)} \quad \text{и} \quad \bar{\tau}_{\text{РИС-Н}} = \frac{C_{J_0} \cdot X_J}{W_{rJ}(X_J)} \quad (6.10)$$

Эти уравнения материального баланса можно использовать не только для определения среднего времени пребывания $\bar{\tau}$ и затем размеров реакционного пространства при заданной глубине химического превращения, но и для решения обратной задачи: при заданном объеме реактора и заданной производительности по исходному реагенту определить концентрацию на выходе из реактора [1-4].

Рассмотрим простую необратимую реакцию первого порядка
 $A \rightarrow R$

$$\bar{\tau}_{\text{РИС-Н}} = \frac{C_{A,0} - C_A}{kC_A} \quad \text{и} \quad C_A = C_{A,0} \cdot \frac{1}{1 + k \cdot \bar{\tau}_{\text{РИС-Н}}} \quad (6.11)$$

Зачастую скорость сложных реакций с невыясненным до конца механизмом выражают в виде кинетических уравнений дробного порядка. В этом случае аналитическое решение оказывается невозможным, и приходится прибегать к численным методам расчета [1-4]:

$$\bar{\tau} = \frac{C_{A,0} - C_A}{W_{r_A}(C_A)} \quad (6.12)$$

Преобразуем уравнение:

$$W_{r_A}(C_A) = \frac{C_{A,0}}{\bar{\tau}} - \frac{1}{\bar{\tau}} \cdot C_A \quad (6.13)$$

Полученное уравнение состоит из двух частей: слева – кинетическое уравнение, которое можно определить по закону действующих масс, а справа – уравнение прямой линии, где угловым коэффициентом равен $(-1/\bar{\tau})$. Построив кривую и прямую в координатах $W_{r_A} - C_A$, получим точку пересечения М, которая позволяет определить концентрацию C_A на выходе из реактора (рисунок 6.11) [1-4].

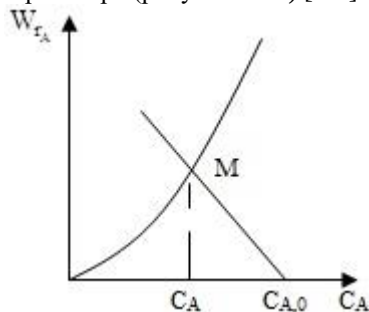


Рисунок 6.11 – Графический метод определения концентрации реагента на выходе из РИС-Н

6.2 Реактор идеального вытеснения. Сравнение проточных реакторов

РИВ представляет собой длинный канал, через который реакционная смесь движется в поршневом режиме. Каждый элемент потока условно выделяется двумя плоскостями, перпендикулярными оси канала, движется через него как твердый поршень, вытесняя предыдущие элементы потока и не перемешиваясь ни с предыдущими, ни со следующими за ним элементами (рисунки 6.12, 6.13) [1-4].

Идеальное вытеснение возможно при выполнении следующих допущений:

- движущийся поток имеет плоский профиль линейных скоростей;
- отсутствует обусловленное любыми причинами перемешивание в направлении оси потока;
- в каждом отдельно взятом сечении, перпендикулярном оси потока, параметры процесса (концентрации, температуры и т.д.) полностью выравнены [1-4].

Следует отметить, что строго эти допущения в реальных аппаратах не выполняются. Из гидравлики известно, что даже в очень гладких каналах при движении потока, характеризующегося высокими числами Рейнольдса, у стенок канала существуют так называемый пограничный, вязкий подслой, в котором градиент линейной скорости очень велик. Максимально приблизиться к идеальному вытеснению можно лишь в развитом турбулентном режиме. Примерами РИВ являются абсорберы, десорберы, башни с насадкой и орошением [1-4].

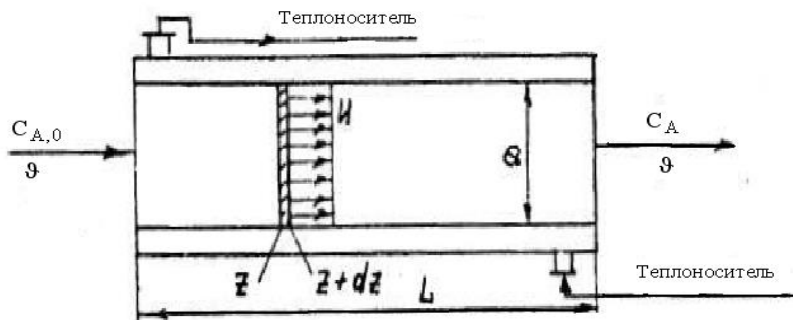


Рисунок 6.12 – Схематическое изображение РИВ

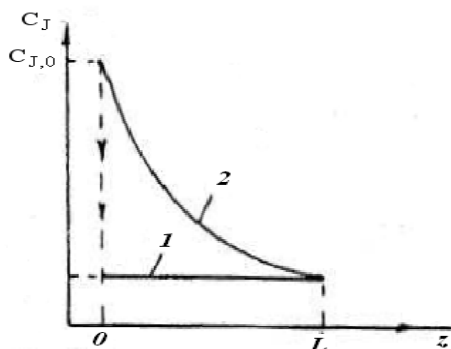


Рисунок 6.13 – Распределение вдоль оси реактора концентрации исходного реагента в РИС-Н (1) и РИВ (2)

Из определения РИВ следует, что в реакторе отсутствует диффузионный перенос [1-4]:

$$(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial Z} - W_{гJ}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau} \quad (6.14)$$

Если реактор работает в стационарном режиме, то отсутствует накопление вещества в реакторе [1-4]:

$$(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial Z} - W_{гJ}) = 0 \quad (6.15)$$

Принимаем $V/v = \bar{\tau}$. Если площадь «живого» сечения реактора постоянная, то

$$U_Z = \frac{V}{A} \quad (6.16)$$

где A – площадь «живого» сечения.

После преобразований и интегрирования получаем

$$-\frac{\partial C_J}{\partial \tau} - W_{гJ} = 0 \quad (6.17)$$

$$\bar{\tau}_{РИВ} = \int_{C_{J_0}}^{C_J} \frac{dC_J}{W_{гJ}(C_J)} \quad \text{и} \quad \bar{\tau}_{РИВ} = C_{J_0} \int_0^{X_J} \frac{dX_J}{W_{гJ}(X_J)} \quad (6.18)$$

Получили выражения, аналогичные РИС-П (отличие: для РИВ – среднее время пребывания частиц $\bar{\tau}$, а для РИС-П – физическое время τ) [1-4].

В РИВ концентрация выше, чем в РИС-Н, следовательно, больше скорость химической реакции. Если условия проведения реакции

$A \rightarrow R$ одинаковые, то можно сравнить эффективность РИВ и РИС-Н графически [1-4].

$$\bar{\tau}_{PIB} = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{W_{rA}(C_A)}; \quad \bar{\tau}_{PIB} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{W_{rA}(X_A)}; \quad (6.19)$$

$$\bar{\tau}_{PIS-H} = [C_{A0} - C_A] * \left[\frac{1}{W_{rA}(C_A)} \right]; \quad \bar{\tau}_{PIS-H} = [X_A] * \left[\frac{C_{A0}}{W_{rA}(X_A)} \right]; \quad (6.20)$$

В координатах $\frac{1}{W_{rA}} - C_A$ и $\frac{C_{A0}}{W_{rA}} - X$

$\bar{\tau}_{PIB-H}$ – площадь под криволинейной трапецией;

$\bar{\tau}_{PIS-H}$ – площадь прямоугольника (рисунок 6.14).

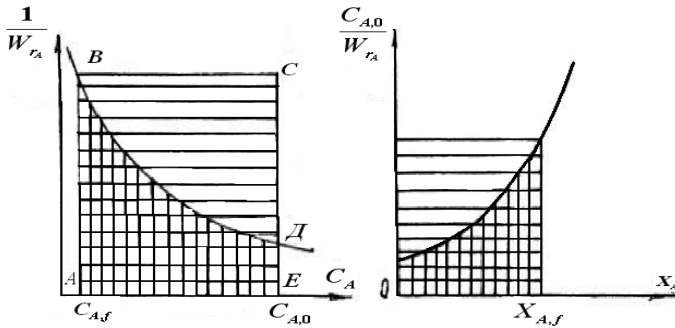


Рисунок 6.14 – Графическое сравнение проточных реакторов идеального смешения и вытеснения как площадей геометрических фигур

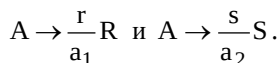
На практике не всегда стремятся к поддержанию более высоких концентраций исходных реагентов (т.е. малому объему реактора). При проведении параллельных реакций разного порядка в том случае, если порядок целевой реакции меньше порядка побочной реакции ($n_1 < n_2$), при низких концентрациях исходных реагентов обеспечиваются более высокие значения дифференциальной селективности [1-4].

Сравним РИС-Н и РИВ при проведении параллельных реакций разного порядка по выходу целевого продукта [1-4].



Допущения: C_{A_0} ; C_{A_K} ; X_A ; $V = \text{const}$; $a_1 \neq a_2$; n_1 – порядок целевой реакции; n_2 – порядок побочной реакции [1-4].

Для удобства дальнейшего рассмотрения представим систему стехиометрических уравнений (6.21) в эквивалентном виде [1-4]:



Выход целевого продукта определим по формуле

$$\Phi_R = \frac{C_R}{C_{R_{\max}}} \quad (6.22)$$

Достижимая на выходе из реактора концентрация C_R будет определяться, с одной стороны, выбранным типом реактора, а с другой – кинетическими особенностями реакций, которые могут быть учтены через дифференциальную селективность [1-4]:

$$\varphi' = \frac{\left[\frac{1}{r/a_1} \right] \cdot \frac{dC_R}{d\tau}}{-\frac{dC_A}{d\tau}} = -\frac{1}{r/a_1} \cdot \frac{dC_R}{dC_A} \quad (6.23)$$

Проинтегрируем дифференциальное уравнение и получим зависимость концентрации C_R от дифференциальной селективности φ'

$$C_R = -\frac{r}{a_1} \int_{C_{A_0}}^{C_{A_K}} \varphi' \cdot dC_A \quad (6.24)$$

Подставим значение C_R в уравнение выхода продукта (6.22)

$$\Phi_R = -\frac{1}{C_{A_0}} \int_{C_{A_0}}^{C_{A_K}} \varphi' \cdot dC_A \quad (6.25)$$

Дифференциальная селективность φ' , стоящая под знаком интеграла, является в общем случае убывающей или возрастающей функцией концентрации исходного реагента А [1-4].

По определению РИС-Н $C_A = \text{const}$, следовательно,

$$\Phi_{\text{РИС-Н}} = \frac{C_{A_0} - C_{A_K}}{C_{A_0}} \cdot \varphi' \quad (6.26)$$

а для РИВ концентрация C_A изменяется:

$$\Phi_{\text{РИВ}} = -\frac{1}{C_{A_0}} \int_{C_{A_0}}^{C_{A_K}} \varphi' \cdot dC_A \quad (6.27)$$

В координатах $\varphi' - C_A$ выход продукта в РИС-Н представляет площадь прямоугольника, а в РИВ – площадь под криволинейной трапецией. Соотношение между этими площадями зависит от характера функции $\varphi'(C_A)$ (рисунок 6.15) [1-4].

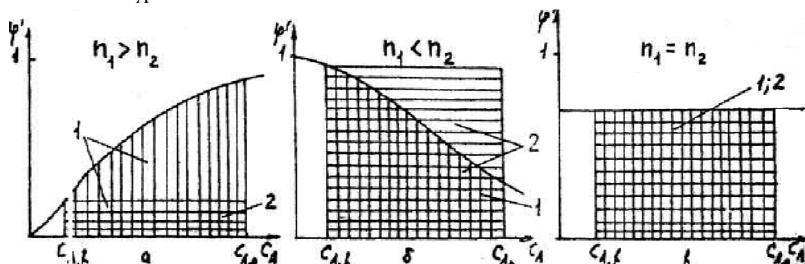


Рисунок 6.15 – Графическое сравнение выхода целевого продукта в проточных реакторах идеального вытеснения 1 и идеального смешения 2 при проведении параллельных реакций разного порядка: а) для $n_1 > n_2$; б) для $n_1 < n_2$; в) для $n_1 = n_2$

По условию $V_{\text{РИВ}} < V_{\text{РИС-Н}}$, $\bar{\tau}_{\text{РИВ}} < \bar{\tau}_{\text{РИС-Н}}$:

- 1) если $n_1 > n_2$, то $\Phi_{\text{РИВ}} > \Phi_{\text{РИС-Н}}$;
- 2) если $n_1 < n_2$, то $\Phi_{\text{РИВ}} < \Phi_{\text{РИС-Н}}$;
- 3) если $n_1 = n_2$, то $\Phi_{\text{РИВ}} = \Phi_{\text{РИС-Н}}$.

Сравнивая проточные реакторы, можно сделать следующие выводы:

- 1) иногда выгоднее применять РИВ, а иногда РИС-Н;
- 2) при проведении реакции в одинаковых условиях $V_{\text{РИВ}} < V_{\text{РИС-Н}}$;
- 3) при проведении одной и той же реакции в одинаковых условиях реакторы РИВ имеют большее гидравлическое сопротивление (выше эксплуатационные затраты);
- 4) РИВ значительно труднее чистить;
- 5) РИС-Н проще конструктивно, но из-за малой концентрации реагентов у них малая скорость химической реакции. Для устранения недостатков РИС-Н используют каскад РИС (К-РИС) [1-4].

6.3 Каскад реакторов идеального смешения (К-РИС)

К-РИС – это несколько последовательно соединенных РИС-Н. Реакционная смесь последовательно проходит через все секции. Примером является тарельчатая колонна (рисунки 6.16, 6.17) [1-4].

Для К-РИС необходимо выполнить два условия:

- в каждой секции выполняются условия работы РИС;
- отсутствует обратное влияние, то есть работа последующей секции не влияет на работу предыдущих [1-4].

Математическое описание К-РИС, работающего в изотермическом режиме, представляет собой N уравнений РИС-Н, при условии, что параметр предыдущей секции будет начальным параметром следующей секции [1-4].

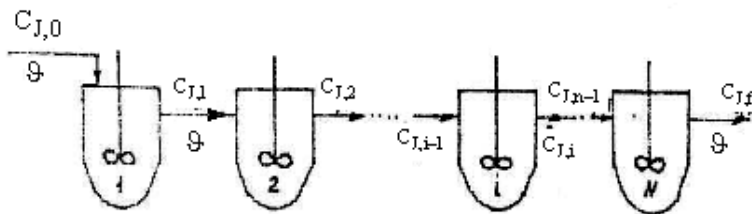


Рисунок 6.16 – Каскад реакторов идеального смешения

Рассмотрим определение концентрации реагента А на выходе из каскада реакторов [1-4].

Известно:

$$\bar{\tau}_{\text{РИС-Н}} = \frac{C_{A_0} - C_A}{W_{\text{rA}}(C_A)} \quad 6.28$$

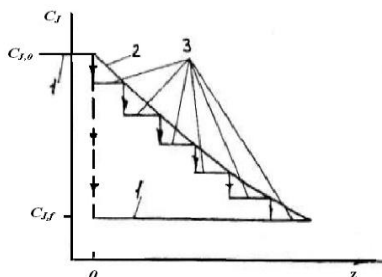


Рисунок 6.17 – Изменение концентрации реагента в единичном РИС 1, РИВ 2 и каскаде реакторов идеального смешения 3

Следовательно, для каскада РИС:

$$\begin{cases} C_{A_0} - C_{A_1} = \bar{\tau}_1 \cdot W_{rA_1} \\ C_{A_2} - C_{A_1} = \bar{\tau}_2 \cdot W_{rA_2} \\ \dots \\ C_{A_{N-1}} - C_{A_N} = \bar{\tau}_N \cdot W_{rN} \end{cases} \quad (6.29)$$

где $W_{rA_1} = f(C_{A_1})$; $W_{rA_2} = f(C_{A_2})$; $W_{rA_N} = f(C_{A_N})$;

$\bar{\tau}_1, \bar{\tau}_2 \dots \bar{\tau}_N$ – среднее время пребывания реагентов в отдельных ступенях [1-4].

Решая последовательно систему уравнений, можно определить концентрации на выходе из каждой секции (рисунок 6.18) [1-4].

Для простых реакций, осуществляемых в К-РИС, можно получить аналитические уравнения, которые позволяют определить концентрацию на выходе из каждой секции [1-4]:

$$\begin{cases} C_{A_0} - C_{A_1} = \bar{\tau}_1 \cdot k_1 \cdot C_{A_1} \\ C_{A_2} - C_{A_1} = \bar{\tau}_2 \cdot k_2 \cdot C_{A_2} \\ \dots \\ C_{A_{N-1}} - C_{A_N} = \bar{\tau}_N \cdot k_N \cdot C_{A_N} \end{cases} \quad (6.30)$$

где k_1, k_2, k_N – константы химической реакции в секциях каскада реакторов.

$$C_{A_1} = \frac{C_{A_0}}{1 + k_1 \cdot \bar{\tau}_1}, \quad C_{A_2} = \frac{C_{A_1}}{1 + k_2 \cdot \bar{\tau}_2} \quad \text{или} \quad (6.31)$$

$$C_{A_2} = \frac{C_{A_0}}{(1 + k_1 \cdot \bar{\tau}_1)(1 + k_2 \cdot \bar{\tau}_2)} \quad (6.32)$$

Для последней секции:

$$C_{A_N} = \frac{C_{A_0}}{(1 + k_1 \cdot \bar{\tau}_1)(1 + k_2 \cdot \bar{\tau}_2) \dots (1 + k_N \cdot \bar{\tau}_N)} \quad (6.33)$$

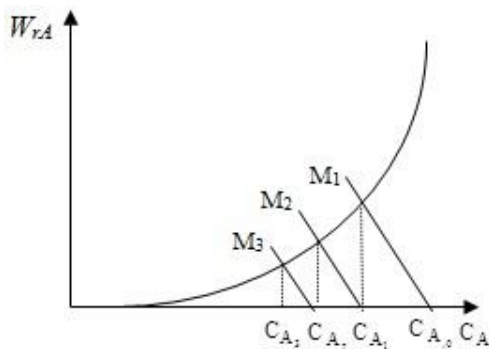


Рисунок 6.18 – Графический метод определения концентрации реагентов на выходе из К-РИС

Если скорости химической реакции в каждой секции одинаковы, то в этом случае концентрация на выходе из последней секции будет определена [1-4]:

$$C_{A_N} = \frac{C_{A_0}}{(1 + k \cdot \bar{\tau}_N)^N} \quad (6.34)$$

где k – константа химической реакции;

$\bar{\tau}_N$ – среднее время пребывания реагентов в N-секции.

Если учесть, что $C_A / C_{A_0} = 1 - X_A$, то $1 - X_A = \frac{1}{(1 + k\tau_N)^N}$.

После преобразования:

$$\bar{\tau}_N = \frac{1}{k} \left[(1 - X_A)^{-1/N} - 1 \right], \quad \bar{\tau}_{\text{К-РИС}} = N \cdot \bar{\tau}_N \quad (6.35)$$

В связи с тем, что скорость химической реакции в отдельных секциях одинакова, при графическом определении концентраций реагента C_{A1} , C_{A2} и т.д. прямые материального баланса будут параллельны (рисунок 6.19) [1-4].

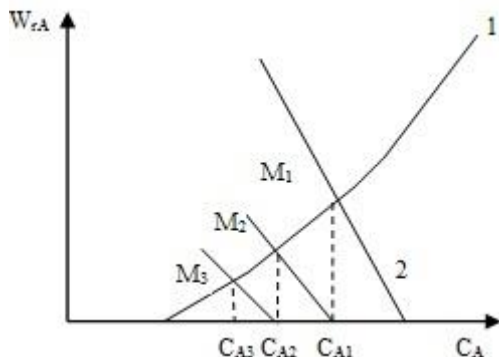


Рисунок 6.19 – Графический метод определения концентрации реагента на выходе из К-РИС, включающего N секций равного объема ($V_1=V_2=\dots V_N$)

Если задана степень превращения реагента X_A , то можно определить число секций заданного объема [1-4]:

$$N = \frac{\lg\left(\frac{1}{1-X_A}\right)}{\lg\left(1+k\bar{\tau}_N\right)} = \frac{-\lg(1-X_A)}{\lg\left(1+k\bar{\tau}_N\right)} \quad (6.36)$$

6.4 Химические реакторы с неидеальной структурой потока

Работу проточного непрерывно действующего реактора можно охарактеризовать следующим образом: в аппарат поступает реакционный поток и каким-то способом перемещается от входного отверстия до выходного. При этом предполагается, что все элементы реакционного потока находятся в реакторе некоторое время, в течение которого может протекать химическая реакция. В общем случае время пребывания отдельных элементов потока в проточном реакторе – это непрерывная, случайная величина, значение которой может меняться от 0 до ∞ [1-4].

Это обусловлено наличием застойных зон, внутренних байпасов, рециклов и продольного перемешивания. При составлении математических моделей в реальных аппаратах существует два подхода [1-4]:

1) заменить реальный аппарат на ту или иную комбинацию идеальных реакторов. Достоинством этого подхода является простота математических описаний, недостатком – громоздкость;

2) учесть все явления, которые протекают в реакторах. Достоинство подхода – мало уравнений; недостаток – сложные решения [1-4].

Первый подход реализуется в ячеечной модели [1-4].

Реальный аппарат мысленно делится на N секций реакторов идеального смешения, работающих в непрерывном режиме. Суммарный объем всех секций равен полному объему реактора (рисунки 6.20, 6.21) [1-4].

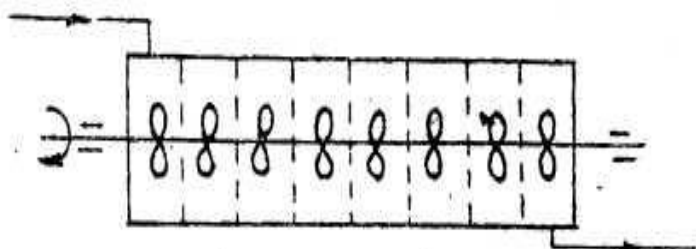


Рисунок 6.20 – Ячеечная модель

Для сравнения на рисунке 6.21 нанесены распределения концентрации по длине реакторов идеального вытеснения 3 и идеального смешения 4 [1-4].

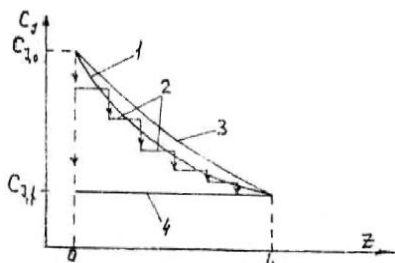


Рисунок 6.21 – Аппроксимация реального распределения 1 концентрации реагента по длине проточного реактора с помощью ячеечной модели 2

Математическое описание будет включать N уравнений и будет аналогично К-РИС. Практика показывает, что при значениях $N < 10$ практически можно описать любой реальный аппарат [1-4].

При $N=1$ уравнения К-РИС описывают, естественно, единичный реактор [1-4].

При $N=\infty$ ячеечная модель вырождается в модель проточного РИВ [1-4].

Второй подход при составлении математической модели реальных аппаратов реализуется при составлении однопараметрической диффузионной модели [1-4].

Если учитывать все процессы, происходящие в реакторе, то приходится вводить коэффициент продольного перемешивания, который будет включать в себя коэффициент молекулярной диффузии и коэффициент турбулентной диффузии. Если учитывать радиальную диффузию, то приходится вводить коэффициент радиальной диффузии, и тогда модель становится двухпараметрической. Разные явления описываются одними и теми же уравнениями, но отличаются условиями однозначности и числовыми коэффициентами, которые называются параметрами модели. На практике стремятся к уменьшению числа параметров. В действительности чем больше параметров, тем сложнее эксперимент, сложнее обработка результатов, тем выше ошибка [1-4].

Математическая однопараметрическая модель может быть получена из уравнения материального баланса элементарного объема проточного реактора при соблюдении условий РИВ и отсутствии застойных зон, рециклов и внутренних байпасов [1-4].

$$U_z \frac{\partial C_J}{\partial Z} + D_L \frac{\partial^2 C_J}{\partial Z^2} - W_{rJ} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau} \quad (6.37)$$

где U_z – линейная скорость потока в направлении оси реактора;

D_L – коэффициент продольного перемешивания.

Уравнение описывает нестационарный процесс в реальном аппарате с распределенными параметрами при наличии перемешивания [1-4].

В предельных случаях уравнение может быть использовано для описания как РИВ, так и РИС-Н [1-4].

Действительно, если считать, что выполняется допущение о полном отсутствии осевого перемешивания, то

$$D_L = \frac{\partial^2 C_J}{\partial Z^2} = 0 \quad (6.38)$$

Для характеристики соотношений молекулярной и турбулентной диффузии используют диффузионный критерий Пекле (критерий Боденштейна Bo) [1-4]:

$$Pe' = \frac{U \cdot L}{D_L} \quad (6.39)$$

Если $Pe' \rightarrow \infty$, то РИВ; $Pe' \rightarrow 0$, то РИС-Н;

$D_L \rightarrow \infty$, РИС – Н; $D_L \rightarrow 0$, РИВ .

Для расчета числа ступеней заменяющего каскада используют уравнение ($N > 10$)

$$N \cong \frac{1}{2} B_0 \frac{l}{d} \quad (6.40)$$

где l – длина реактора;

d – диаметр реактора.

Значение B_0 определяют по эмпирическим формулам. Например, для турбулентного режима

$$B_0 = 1,11 \cdot 10^{-5} \cdot \lambda^{3,6} \left(\frac{d}{l}\right)^{0,141} \quad (6.41)$$

где λ – коэффициент гидравлического трения в уравнении Дарси–Вейсбаха.

Коэффициент гидравлического трения находят по эмпирическим формулам, например, по формуле Блазиуса:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}} \quad (6.42)$$

Последовательность расчета трубчатого реактора с неполным перемешиванием представлена на рисунке 6.22.

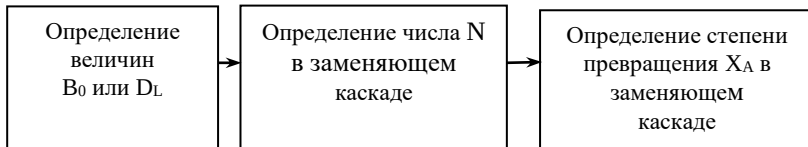


Рисунок 6.22 – Алгоритм расчета трубчатого реактора с неполным перемешиванием

6.5 Распределение времени пребывания в проточных реакторах

Важной характеристикой структуры потока в проточных реакторах является функция распределения времени пребывания. Зная функцию распределения времени пребывания, можно оценить степень отклонения реального реактора от идеальных моделей, определить параметры моделей реакторов с неидеальной структурой потока, в частности, ячеечной и диффузионной, а также решить ряд других практических задач [1-4].

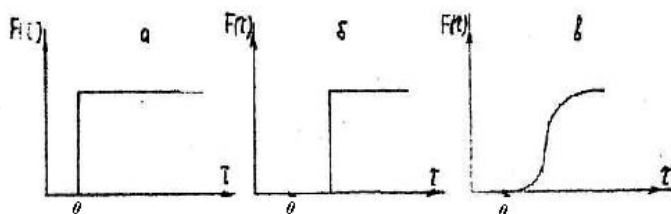
Экспериментально функция распределения времени пребывания может быть найдена путем исследования так называемых кривых отклика. Суть этого метода состоит в следующем. На входе в реактор создается некоторое возмущение. Таким возмущением является введение в основной поток вещества (индикатора). К индикатору (трассеру) предъявляются следующие требования:

- индикатор по какому-либо свойству (окраске, электропроводности, радиоактивности и т.д.) должен отличаться от реакционной смеси;

- индикатор не должен взаимодействовать с реакционной смесью и оборудованием;

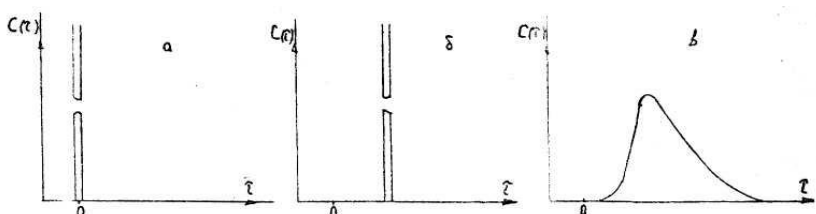
- индикатор должен быстро определяться [1-4].

Возмущение на вход (входной сигнал) может быть ступенчатым (до момента времени $\tau_0 = 0$ индикатор не вводили в поток, а с момента τ_0 его вводят в постоянном количестве), импульсным (мгновенное введение порции индикатора) или периодическим (например, иметь синусоидальный характер). Для получения кривой отклика на входной сигнал в разные моменты времени измеряют концентрацию или количество индикатора в потоке, выходящем из реактора (рисунки 6.23, 6.24, 6.25) [1-4].



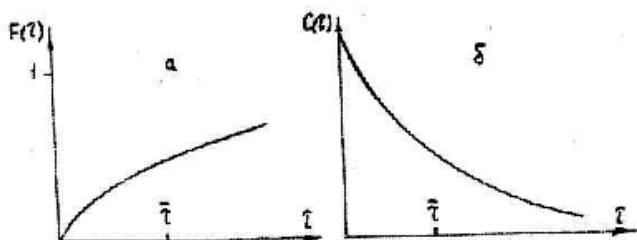
а – на входе в реактор; б – на выходе из РИВ; в – на выходе из реального реактора при наличии продольного перемешивания

Рисунок 6.23 – Кривые отклика при ступенчатом вводе индикатора



а – на входе в реактор; б – на выходе из РИВ; в – на выходе из реального реактора при наличии продольного перемешивания

Рисунок 6.24 – Кривые отклика при импульсном вводе



а – при ступенчатом вводе индикатора;
б – при импульсном вводе индикатора

Рисунок 6.25 – Кривые отклика в РИС-Н

Для ячеечной и однопараметрической модели построены зависимость $F(t)$ и $C(t)$ от безразмерного времени (рисунки 6.26, 6.27, 6.28) [1-

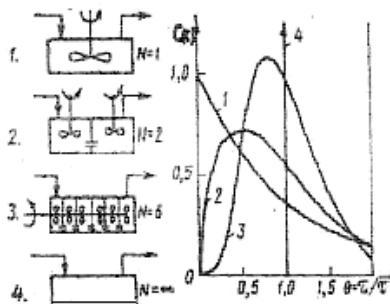


Рисунок 6.26 – Дифференциальные функции распределения времени пребывания для ячеечной модели

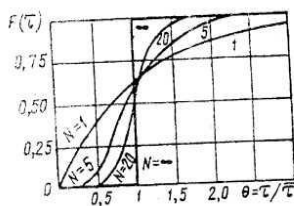
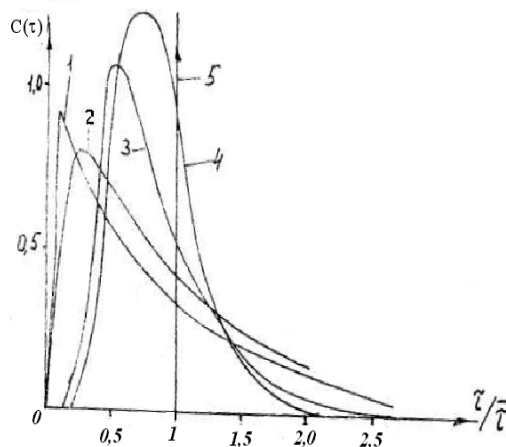


Рисунок 6.27 – Интегральные функции распределения времени пребывания для ячеечной модели



1 - $Pe' = 0,1$; 2 - $Pe' = 1$; 3- $Pe' = 10$; 4 - $Pe' = 17,8$; 5- $Pe' = \rightarrow \infty$:

Рисунок 6.28 – Дифференциальные функции распределения времени пребывания для диффузионной модели при различных значениях критерия Pe'

Из сравнения рисунков видно, что функция распределения для ячеечной модели при $N=1$ практически совпадает с кривой распределения для диффузионной модели при $Pe' \rightarrow 0$, а при больших значениях N – с кривыми, для которых $Pe' \gg 1$. Этот результат вполне естественен, так как и диффузионная, и ячеечная модели являются лишь разными приближениями одного и того же процесса [1-4].

Таким образом, если экспериментально найдена кривая отклика для реактора с реальным гидродинамическим режимом, то, сопоставив ее с расчетными кривыми, можно определить параметр модели [1-4].

6.6 Теплоперенос в химических реакторах

От температуры зависят:

- химическое равновесие и степень превращения;
- скорость химической реакции;
- селективность сложных реакций.

Кроме этого, меняя температуру, гетерогенный процесс можно перевести в гомогенный, а для гетерогенного процесса изменить область протекания. Нарушение теплового режима в реакторах может

привести к перегревам, и, следовательно, к нежелательным побочным явлениям [1-4].

Существенное влияние на распределение температуры оказывает гидродинамическая обстановка в аппарате. По определению в РИС она одинакова во всех точках объема, а в РИВ – разная по длине реактора [1-4].

Интенсивность перемешивания также влияет на условия теплообмена в реакторах [1-4].

В уравнении теплового баланса учитываются все тепловые потоки, входящие и выходящие из него:

$$Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вых}} \pm Q_{\text{х.р.}} \pm Q_{\text{ф.п.}} \pm Q_{\text{т.о.}} = Q_{\text{нак.}} \quad (6.42)$$

где $Q_{\text{вх}}$ – тепло, вносимое в реактор реакционной смесью;
 $Q_{\text{вых}}$ – тепло, выносимое из реактора реакционной смесью;
 $Q_{\text{х.р.}}$ – теплота химической реакции;
 $Q_{\text{ф.п.}}$ – теплота фазовых переходов;
 $Q_{\text{т.о.}}$ – тепло, отбираемое от реакционной смеси окружающей средой;

$Q_{\text{нак.}}$ – тепло, накапливаемое в реакторе [1-4].

Теплота фазовых переходов $Q_{\text{ф.п.}}$ не всегда встречается, а если встречается, то составляет менее 15 % от суммарных затрат, поэтому для облегчения расчетов величину $Q_{\text{ф.п.}}$ исключают из уравнения теплового баланса [1-4]:

$$Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вых}} \pm Q_{\text{х.р.}} \pm Q_{\text{т.о.}} = Q_{\text{нак.}} \quad (6.43)$$

Если реактор работает в стационарных условиях, то не происходит накопления тепла в реакторе [1-4]:

$$Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вых}} \pm Q_{\text{х.р.}} \pm Q_{\text{т.о.}} = 0 \quad (6.44)$$

Реактор может работать в трех тепловых режимах [1-4]:

- в изотермических условиях:

$$|Q_{\text{вх}}| = |Q_{\text{вых}}|; \quad |Q_{\text{х.р.}}| = |Q_{\text{т.о.}}| \quad (6.45)$$

- в адиабатных условиях:

$$|Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вых}}| = |Q_{\text{х.р.}}| \quad (6.46)$$

- в промежуточных (политропных) условиях – тепло химической реакции частично затрачивается на нагрев реакционной смеси, а частично отводится:

$$Q_{\text{ВХ}} - Q_{\text{ВЫХ}} \pm Q_{\text{х.р.}} \pm Q_{\text{т.о.}} = 0. \quad (6.47)$$

6.6.1 РИС-Н в неизотермическом режиме

Тепловой баланс реактора [1-4]:

$$Q_{\text{ВХ}} - Q_{\text{ВЫХ}} - Q_{\text{х.р.}} \pm Q_{\text{т.о.}} = Q_{\text{нак.}}. \quad (6.48)$$

Значения $Q_{\text{ВХ}}$ и $Q_{\text{ВЫХ}}$ определим следующим образом [1-4]:

$$Q_{\text{ВХ}} = v_0 \cdot C_{p0} \cdot \rho_0 \cdot T_0 \cdot d\tau. \quad (6.49)$$

$$Q_{\text{ВЫХ}} = v \cdot C_p \cdot \rho \cdot T \cdot d\tau. \quad (6.50)$$

где v_0, v – объемные расходы реакционной смеси на входе и выходе из реактора;

C_{p0}, C_p – удельные теплоемкости реакционной смеси на входе и выходе из реактора;

ρ_0, ρ – плотности реакционной смеси на входе и выходе из реактора;

T_0, T – температуры реакционной смеси на входе и выходе из реактора;

τ – время.

Теплоту химической реакции определим по уравнению [1-4]:

$$Q_{\text{х.р.}} = \Delta H \cdot W_{\text{гА}} \cdot V \cdot d\tau. \quad (6.51)$$

где ΔH – изменение энтальпии химической реакции;

V – объем реакционной смеси;

$W_{\text{гА}}$ – скорость химической реакции.

Тепло, отбираемое от реакционной смеси окружающей средой определим по уравнению теплопередачи [1-4]:

$$Q_{\text{нак}} = K_{\text{т.о}} \cdot A_{\text{т.о}} \cdot T_{\text{т.о}} \cdot d\tau. \quad (6.52)$$

где K – коэффициент теплопередачи;

A – поверхность теплопередачи;

$T_{\text{т.о}}$ – температура хладо(тепло)агента.

Тепло, накапливаемое в реакторе, определим по уравнению

$$Q_{\text{нак}} = d(V C_p \cdot \rho \cdot T). \quad (6.53)$$

После подстановки и преобразований получим

$$v_0 \cdot C_{p0} \cdot \rho_0 \cdot T_0 - v \cdot C_p \cdot \rho \cdot T - \Delta H \cdot W_{rA} \cdot V \pm K_{T,o} \cdot A_{T,o} \cdot T_{T,o} = \frac{d(V \cdot C_p \cdot \rho \cdot T)}{d\tau} \quad (6.54)$$

Если $V = \text{const}$, то

$$v_0 \cdot C_{p0} \cdot \rho_0 \cdot T_0 - v \cdot C_p \cdot \rho \cdot T - \Delta H \cdot W_{rA} \cdot V \pm K_{T,o} \cdot A_{T,o} \cdot T_{T,o} = \frac{Vd(V \cdot C_p \cdot \rho \cdot T)}{d\tau} \quad (6.55)$$

Если реактор работает в стационарных условиях, то справа будет нуль.

Принимаем, что $v_0 = v$; $C_{p0} = C_p$; $\rho_0 = \rho$; реактор работает в стационарных условиях.

$$v \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot W_{rA} \cdot V \pm K_{T,o} \cdot A_{T,o} \cdot T_{T,o} = 0. \quad (6.56)$$

Ранее (см. пункт 8.4) для РИС-Н получено:

$$\bar{\tau} = \frac{V}{v},$$

$$\bar{\tau}_{\text{РИС-Н}} = \frac{C_{A_0} - C_A}{W_{rA}},$$

а, следовательно,

$$v \cdot (C_{A0} - C_A) - W_{rA} \cdot V = 0. \quad (6.57)$$

Уравнения теплового и материального балансов взаимосвязаны, так как в них входит скорость химической реакции, которая зависит от концентрации C_A и T [1-4].

Чем выше температура T , тем выше скорость химической реакции W_{rA} , тем выше степень превращения X_A при одном значении $\bar{\tau}$. Но рост степени превращения автоматически должен приводить к понижению скорости реакции. В РИС-Н устанавливаются степень превращения X_A и температура T , которые одновременно должны удовлетворять уравнениям материального и теплового баланса [1-4].

Решая совместно уравнения теплового и материального балансов (6.46) и (6.47) при $\bar{\tau} = \frac{V}{v}$ и начальной температуре T_0 , можно определить степень превращения X_A и температуру T , удовлетворяющие этим уравнениям [1-4].

6.6.2 Совместное решение материального и теплового балансов для стационарного адиабатического реактора РИС-Н

Математическая модель адиабатического реактора РИС-Н

$$\begin{aligned} v \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot V \cdot W_{rA} &= 0, \\ v \cdot (C_{A_0} - C_A) - W_{rA} \cdot V &= 0 \end{aligned} \quad (6.58)$$

Система уравнений материального и теплового балансов представляет собой математическую модель реактора [1-4].

Определим значения степени превращения X_A и температуры T , достигаемые в реакторе. Естественно, что частные значения будут зависеть от конкретного вида кинетического уравнения. Скорость химической реакции зависит от концентрации C_A и температуры T [1-4].

Рассмотрим самые простые варианты:

- необратимую реакцию первого порядка $A \rightarrow R$;
- обратимую реакцию первого порядка $A \leftrightarrow R$ [1-4].

Предварительно преобразуем математическую модель реактора [1-4].

Ранее (см. раздел 2) получено:

$$C_{A,0} - C_A = C_{A,0} \cdot X_A. \quad (6.59)$$

Уберем скорость химической реакции из уравнения теплового баланса (6.58). Представим произведение скорости химической реакции на объем, как

$$W_{rA} \cdot V = v \cdot (C_{A,0} - C_A) = v \cdot C_{A,0} \cdot X_A. \quad (6.60)$$

Тогда уравнение теплового баланса будет [1-4]:

$$v \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot v \cdot C_{A,0} \cdot X_A = 0. \quad (6.61)$$

Математическую модель реактора можно представить следующим образом [1-4]:

$$\begin{cases} C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot C_{A,0} \cdot X_A = 0, \\ v \cdot C_{A,0} \cdot X_A - W_{rA} \cdot V = 0 \end{cases} \quad (6.62)$$

Для необратимой реакции первого порядка скорость химической реакции

$$W_{rA} = k \cdot C_A = k \cdot (1 - X_A) \cdot C_{A_0} = k_0 \cdot e^{-E/RT} (1 - X_A) \cdot C_{A_0}. \quad (6.63)$$

Подставив значение скорости химической реакции в математическую модель реактора (6.62), получим систему уравнений [1-4]:

$$\begin{cases} v \cdot C_{A_0} \cdot X_A - k_0 \cdot e^{-E/RT} (1 - X_A) \cdot C_A \cdot V = 0; \\ C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot C_{A_0} \cdot X_A = 0 \end{cases} \quad (6.64)$$

Аналитическое решение системы уравнений (6.64) затруднено, т.к. температура T входит в уравнения в виде линейного члена и в составе комплекса. Для решения используем численные методы, т.к. уравнения являются трансцендентными [1-4].

Решим систему графическим методом.

Уравнение теплового баланса (6.64) преобразуем и получим [1-4]:

$$X_A = \frac{C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T)}{C_{A_0} \cdot \Delta H}. \quad (6.65)$$

В координатах X_A - T это уравнение прямой линии, где отрезок, отсекаемый на оси абсцисс – начальная температура T_0 . Наклон линии будет определять значение изменения энтальпии ΔH . Крутизну угла наклона можно изменить, меняя начальную концентрацию C_{A_0} (рисунок 6.29) [1-4].

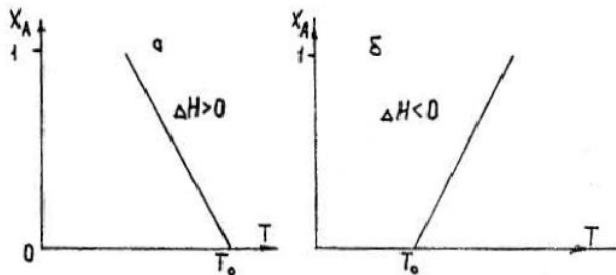


Рисунок 6.29 – Уравнение теплового баланса реактора идеального смешения для эндотермических (а) и экзотермических реакций (б)

Преобразуем зависимость:

$$(T_0 - T) = \frac{C_{A_0} \cdot \Delta H \cdot X_A}{C_p \cdot \rho}. \quad (6.66)$$

Принимаем, что степень превращения $X_A = 1$, следовательно,

$$\Delta T_{\text{адиаб.}} = T_0 - T_{X_A=1} = \frac{C_{A_0} \cdot \Delta H}{C_p \cdot \rho}. \quad (6.67)$$

Величина $\Delta T_{\text{adiaб.}}$ показывает максимальное изменение температуры реакционной смеси, возможное в адиабатических условиях

$$X_A = \frac{T_0}{\Delta T_{\text{adiaб.}}} - \frac{1}{\Delta T_{\text{adiaб.}}} \cdot T \cdot \quad (6.68)$$

Для необратимой простой реакции

$$X_A = \frac{1}{1 + k/\tau} \cdot \quad (6.69)$$

Решение системы уравнений материального и теплового балансов имеет различный вид для экзо- и эндотермических реакций (рисунки 6.30, 6.31) [1-4].

Для эндотермической реакции возможно только одно решение, в то время как для экзотермической реакции, в зависимости от начальных температур T_{01}, T_{02}, T_{03} , возможно от одного до трех решений [1-4].

Если обратимая простая реакция, то

$$X_A = \frac{1}{\frac{1}{k_1 \cdot \tau} + \frac{1}{X_{Ae}}} \cdot \quad (6.70)$$

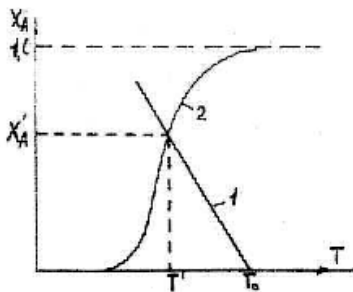


Рисунок 6.30 – Графическое решение системы уравнений теплового 1 и материального балансов 2 для адиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой эндотермической реакции

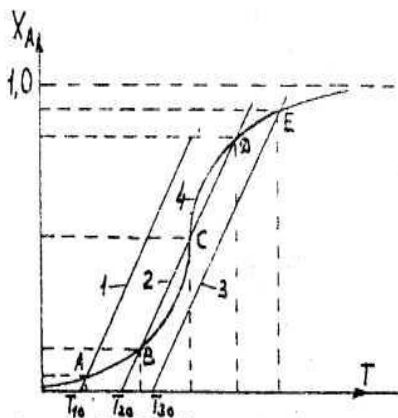


Рисунок 6.31 – Графическое решение системы уравнений теплового 1, 2, 3 и материального балансов 4 для адиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой экзотермической реакции

Для обратимой реакции степень превращения X_A фактически будет находиться ниже равновесной кривой, следовательно, для эндотермической реакции одно решение, а для экзотермической в зависимости от начальной температуры T_0 , будет от одного до трех решений (рисунки 6.32, 6.33) [1-4].

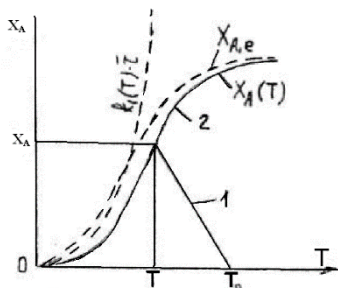


Рисунок 6.32 – Графическое решение системы уравнений теплового 1 и материального 2 балансов для идеального РИС при проведении в нем обратимой эндотермической реакции

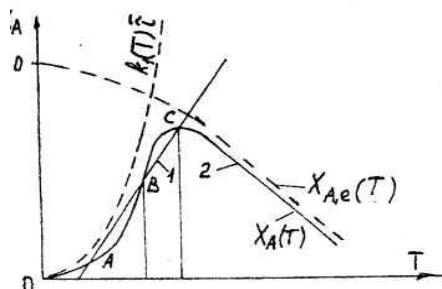


Рисунок 6.33 – Графическое решение системы уравнений теплового 1 и материального 2 балансов для идеального РИС при проведении в нем обратимой эндотермической реакции

6.6.3 Стационарный неадиабатический РИС

Уравнение теплового баланса такого реактора

$$v \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot W_{rA} \cdot V \pm K_{m.o.} \cdot A_{m.o.} \cdot \Delta T_{m.o.} = 0. \quad (6.71)$$

Принимаем, что:

$$\Delta T_{m.o.} = |T_{m.o.} - T|.$$

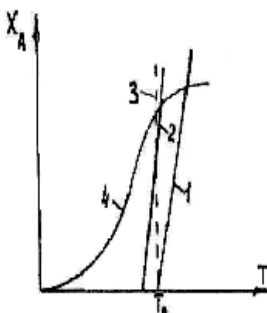
Рассмотрим экзотермическую реакцию, где $T > T_{t.o.}$. В этом случае:

$$\left\{ \begin{array}{l} v \cdot C_p \cdot \rho \cdot (T_0 - T) - \Delta H \cdot W_{rA} \cdot V - K_{m.o.} \cdot A_{m.o.} \cdot (T - T_{m.o.}) = 0, \\ v \cdot C_{A_0} \cdot X_A - W_{rA} \cdot V = 0 \end{array} \right. \quad (6.72)$$

Преобразуем (6.72) и получим:

$$X_A = \frac{C_p \cdot v \cdot \rho \cdot T_0 + K_{m.o.} \cdot A_{m.o.} \cdot T_{m.o.}}{\Delta H \cdot C_{A_0} \cdot v} - \frac{v \cdot C_p \cdot \rho + K_{m.o.} \cdot A_{m.o.}}{\Delta H \cdot C_{A_0} \cdot v} \cdot T. \quad (6.73)$$

В координатах $X_A - T$ – это прямая линия (рисунок 6.34).



Линии теплового баланса:

- 1 – для адиабатического реактора;
- 2 – для реактора с отводом теплоты;
- 3 – для изотермического реактора;
- 4 – линии уравнения материального баланса

Рисунок 6.34 – Графическое решение системы уравнений материального и теплового балансов для неадиабатического реактора идеального смешения при проведении необратимой экзотермической реакции

6.6.4 РИВ в неизотермическом режиме

По определению РИВ температура меняется по длине реактора, следовательно, уравнение теплового баланса приходится составлять для элементарного объема реакционной смеси. Принимаем для РИВ, представляющего собой цилиндрический канал: $A = \pi d^2$, $\Delta H = \text{const}$, $C_p = \text{const}$, $\rho = \text{const}$ [1-4]

$$\frac{dT}{dX_A} = -\frac{C_{A_0} \cdot \Delta H}{C_P \cdot \rho} \cdot \quad (6.74)$$

После интегрирования уравнения (13.33):

$$(T - T_0) = -\frac{C_{A_0} \cdot \Delta H}{C_P \cdot \rho} \cdot X_A \cdot \quad (6.77)$$

или $(T - T_0) = -\Delta T_{\text{adiaб.}} \cdot X_A$

6.7 Устройство реакторов

Реакторы могут быть самыми различными: емкость, полая колонна, контактный аппарат с движущимся слоем катализатора, доменная печь, атомный реактор. Требования к реакторам изложены в разделе 8, но необходимо добавить следующее:

- реактор должен обеспечивать необходимое время пребывания реагента в заданном режиме;
- в реакторе должна обеспечиваться необходимая поверхность контакта фаз;
- реактор должен обеспечивать высокую скорость массопередачи;
- создавать необходимое давление;
- обеспечивать теплообмен [1-4].

6.7.1 Реакторы для гомогенных процессов

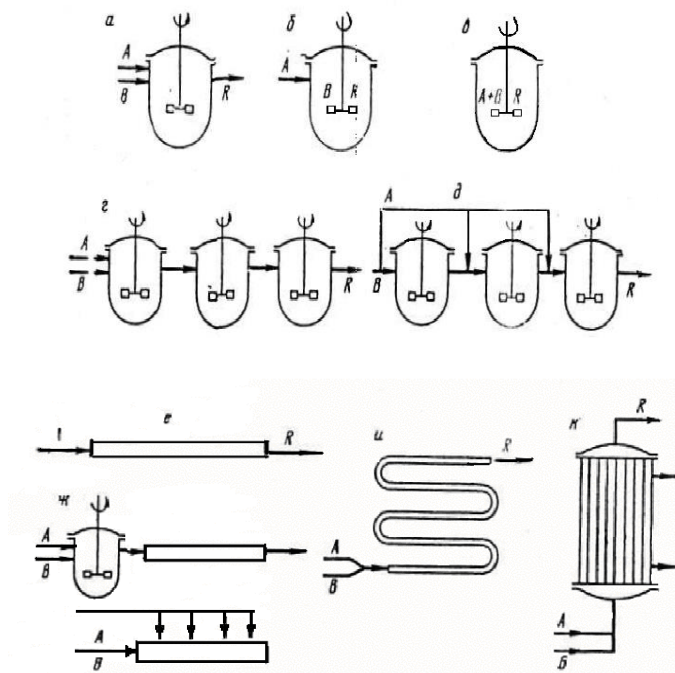
Гомогенные процессы в газовой фазе обычно характерны для органического синтеза. Исходные реагенты испаряют, а затем обрабатывают хлором, аммиаком и т.д. Смешение реагентов осуществляется с помощью сопел или форсунок, для интенсификации процесса используются изменение давления, температуры и концентрации начальных реагентов [1-4].

Периодические, гомогенные процессы проводят в резервуарах, кубах или автоклавах, в которых реакцию смесь перемешивают каким-либо способом. Примером такого реактора может служить РИС-П. Для непрерывных процессов используются реакторы РИВ или РИС-Н, а также комбинации этих реакторов (рисунк 6.35) [1-4].

К наиболее распространенным непрерывным реакторам для гомогенных реакций относится охлаждаемый трубчатый реактор вытеснения, представляющий собой видоизмененный вариант рассмотренного ранее РИВ. Реактор изготовлен в виде змеевика, охлаждаемого снаружи. Большая поверхность труб обеспечивает интенсивный отвод

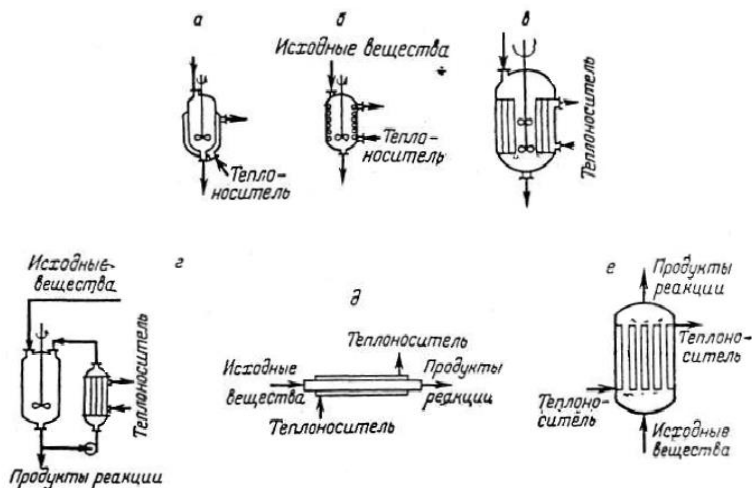
тепла в тех случаях, когда тепловой эффект реакции очень велик [1-4].

Каскад реакторов смешения, приведенный на рисунке 6.35д, отличается от рассмотренного ранее К-РИС тем, что реагент В добавляется в аппарат постепенно. Это позволяет поддерживать оптимальный режим процесса (рисунок 6.36) [1-4].



- а – кубовый реактор непрерывного действия с перемешиванием;
- б – реактор полупериодического действия с перемешиванием;
- в – реактор периодического действия с перемешиванием;
- г – каскад кубовых реакторов непрерывного действия; д – каскад кубовых реакторов непрерывного действия, с распределением сырья;
- е – трубчатый реактор непрерывного действия;
- ж – трубчатый реактор непрерывного действия с предварительным смешиванием сырьевых потоков; з – трубчатый реактор непрерывного действия с поперечным распределением сырья; и – охлаждаемый однотрубный реактор; к – многотрубный реактор с теплообменом

Рисунок 6.35 – Основные типы реакторов и некоторые формы реакторных систем для проведения гомогенных реакций



а – рубашка; б – внутренние змеевики; в – внутренние теплообменные трубки; г – наружный теплообменник; д – рубашка (на однетрубном реакторе); е – рубашка (на многотрубном реакторе)

Рисунок 6.36 – Типы теплообменных устройств при проведении гомогенных реакций

Как правило, оборудование для гомогенных процессов является типовым.

6.7.2 Реакторы для проведения гетерогенных процессов

При создании реакторов для проведения гетерогенных процессов необходимо принимать во внимание несколько факторов, усложняющих конструкцию. Во-первых, в гетерогенных системах компоненты находятся в разных фазах, поэтому протекающие в них процессы связаны с переносом вещества через поверхность соприкосновения фаз. В этом случае на скорость процесса значительное влияние оказывают физические факторы: размер и состояние поверхности раздела фаз, диффузия вещества из одной фазы к поверхности раздела фаз и объем второй фазы, а также обратная диффузия образующихся продуктов и т.д. Поэтому конструкция реактора для гетерогенных процессов должна обеспечивать наилучшие условия для массопередачи и, кроме

того, создавать возможно большую поверхность соприкосновения фаз. В ряде случаев в конструкции аппарата должно быть предусмотрено обновление поверхности контакта фаз [1-4].

В гетерогенной системе, в отличие от гомогенной, каждая фаза может иметь свой режим движения реагентов; возможны также различные комбинации режимов. Кроме того, в этой системе могут существовать различные потоки фаз: прямоток, противоток, перекрестный ток [1-4].

И наконец, конструкция реактора зависит от того, в каких фазах находятся реагенты. Так, конструкция реакторов для осуществления процессов в системе «ГАЗ-ТВЕРДОЕ ТЕЛО» отличается от конструкции реакторов для системы «ЖИДКОСТЬ-ЖИДКОСТЬ» [1-4].

При разработке гетерогенного процесса необходимо учитывать, что правильный выбор конструкции аппарата позволяет в значительной степени интенсифицировать процесс, переводя его из одной области протекания в другую. Например, уменьшая интенсивным перемешиванием диффузионное сопротивление, можно перевести процесс из диффузионной области в кинетическую и далее уже повышать скорость химической реакции [1-4].

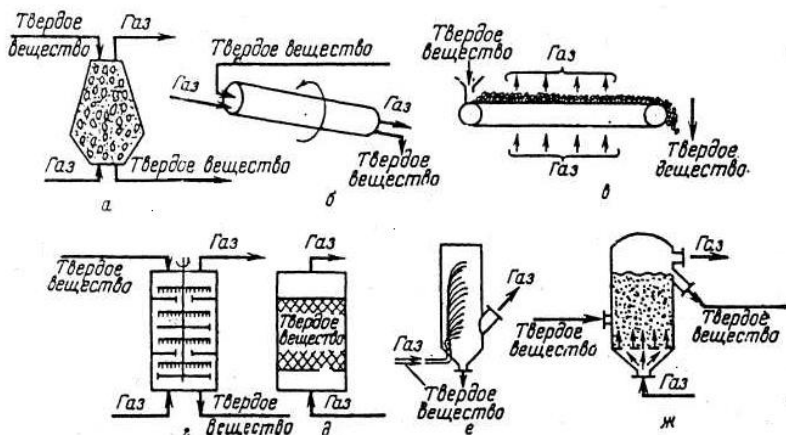
6.7.3 Реакторы для проведения реакций в системах «газ-твердое тело» и «жидкость-твердое»

Характеристика промышленных реакторов во многих случаях довольно близка по своим показателям к характеристикам РИВ и РИС-Н (рисунок 6.37) [1-4].

К недостаткам реакторов вытеснения относятся незначительное перемешивание фаз либо полное отсутствие обновления поверхности контакта фаз. Такие реакторы невыгодно применять в тех случаях, когда процесс протекает в области внешней диффузии; рационально использовать реакторы смешения, в которых твердый материал находится в режиме смешения [1-4].

Конструктивно реакторы смешения могут быть оформлены в двух вариантах: первый – это полная камера, в которой перемешивание твердого материала происходит в потоке газа. Тонкоизмельченный твердый материал вдвигается с помощью форсунки в полный реактор, где и происходит его взаимодействие с потоком газа (кислородом воздуха) при интенсивном перемешивании [1-4].

Второй вариант реакторов – это аппараты с псевдоожиженным слоем твердого материала. Достоинство аппаратов с кипящим слоем состоит в том, что при высоких скоростях газового потока снижается внешедиффузионное сопротивление газовой фазы в сотни раз; кроме этого, легко отводить тепло от кипящего слоя [1-4].

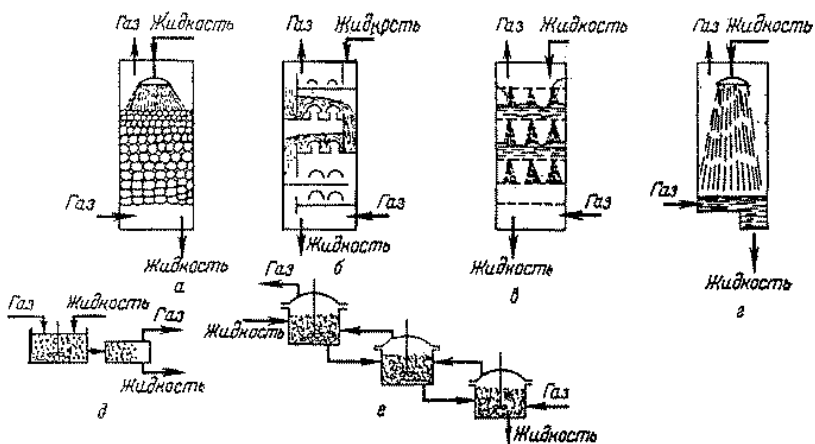


а – противоточный аппарат, работающий в режиме вытеснения;
 б – аппарат с параллельным током, работающий в режиме вытеснения;
 в – аппарат с перекрестным током, работающий в режиме вытеснения;
 г – аппарат со смешанной организацией потока, работающий в режиме вытеснения (с механической мешалкой); д – полупериодический реактор, газ – в режиме вытеснения; е – реактор для превращения твердого вещества в потоке газа, твердая фаза – в режиме смешения, газ – в промежуточном режиме между смешением и вытеснением;
 ж – аппарат с псевдоожиженным слоем, твердая фаза – в режиме смешения, газ – в промежуточном режиме

Рисунок 6.37 – Принципиальные схемы аппаратов для проведения некаталитических реакций между газом и твердым веществом или жидкостью и твердым веществом

6.7.4 Реакторы для проведения реакций в системах «газ-жидкость» и «жидкость-жидкость»

Такие реакторы чаще всего конструируются по принципу абсорбционных аппаратов обычно непрерывного действия, реже применяются реакторы полупериодические с непрерывным питанием газом, еще реже периодические реакторы (преимущественно для систем «ЖИДКОСТЬ-ЖИДКОСТЬ») (рисунок 6.38) [1-4].



а – насадочная колонна (режим вытеснения); б – барботажная колонна с колпачковыми тарелками (режим вытеснения); в – барботажная колонна с сетчатыми тарелками (режим вытеснения); г – распределительная колонна (режим вытеснения); д – реактор идеального смешения (с сепаратором) – одностадийный контакт фаз; е – каскад реакторов смешения

Рисунок 6.38 – Принципиальные схемы аппаратов для проведения реакций между газом и жидкостью и между двумя труднорастворимыми жидкостями

К достоинствам насадного оборудования следует отнести:

- простоту конструкции;
- малое гидравлическое сопротивление;
- доступность и простоту обслуживания.

Недостатки башен заключаются в том, что они громоздки и малоинтенсивны [1-4].

В этих башнях создают как противоток, так и параллельный ток [1-4].

Барботажные колонны широко используются в химической промышленности. Такие реакторы конструктивно сложнее башен и обладают более высоким гидравлическим сопротивлением. Однако за счет большой скорости газового потока сопротивление внешней диффузии мало [1-4].

В баке с мешалкой обеспечивается интенсивное смешение реагентов и создается большая поверхность соприкосновения фаз. Однако

эти аппараты относительно сложны и малопроизводительны, поэтому их используют для производства малотоннажных и дорогих химических продуктов [1-4].

В трубе Вентури создается большая поверхность соприкосновения фаз и происходит интенсивное перемешивание потоков, при этом снижается сопротивление внешней диффузии. К недостаткам следует отнести большое гидравлическое сопротивление и необходимость установки специальных аппаратов для выделения увлекаемых газом мельчайших капель жидкости [1-4].

В пенных аппаратах развивается большая поверхность соприкосновения между жидкой и газовой фазами, происходит постоянное обновление этой поверхности, что способствует высокой интенсивности процесса [1-4].

6.7.5 Реакторы для проведения гетерогенно-каталитических реакций

В настоящее время насчитываются десятки тысяч гетерогенно-каталитических процессов, осуществляемых в различных реакторах, которые часто называют контактными аппаратами, или конверторами (рисунки 6.39, 6.40, 6.41, 6.42, 6.43, 6.44) [1-4].

Контактные аппараты классифицируют:

- по способу контакта между катализатором и реагентами;
- по структуре потоков взаимодействующих веществ;
- по способу отвода тепла [1-4].

Наиболее часто контактные аппараты классифицируют в зависимости от состояния катализатора:

- с неподвижным слоем катализатора;
- с движущимся слоем катализатора;
- с псевдоожиженным слоем катализатора [1-4].

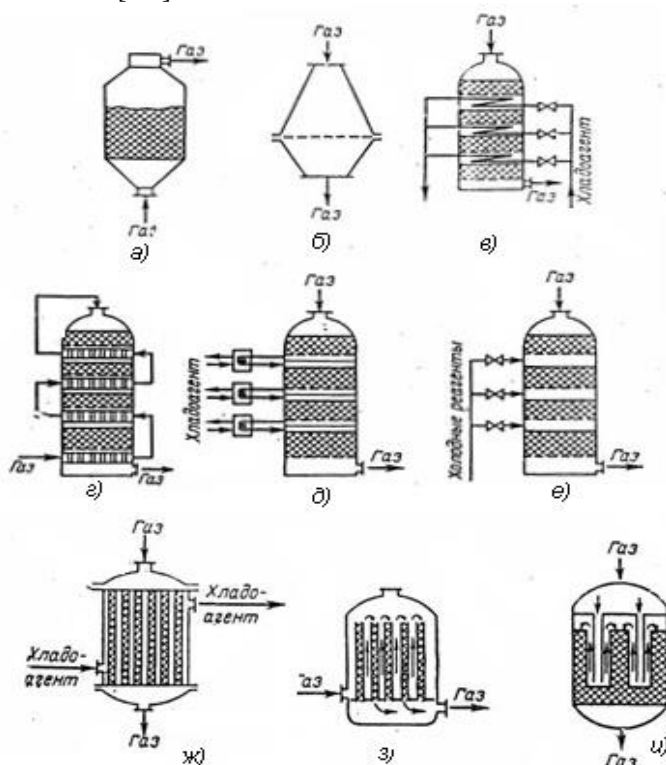
Режим движения газового потока в реакторах с неподвижным слоем катализатора приближается к режиму идеального вытеснения [1-4].

Контактный аппарат с катализатором в виде сетки применяется в тех случаях, когда скорость реакции очень велика [1-4].

Многополочные контактные аппараты применяются, когда необходимо проводить процесс по ЛОТ [1-4].

Особое положение занимают реакторы с псевдоожиженным и движущимся катализатором. Реакторы с псевдоожиженным слоем могут быть однослойными и многослойными. В однослойном реакторе часть катализатора непрерывно выводится на регенерацию, и такое же количество регенерированного катализатора возвращается в реактор. Эти реакторы используют в тех случаях, когда катализатор быстро снижает

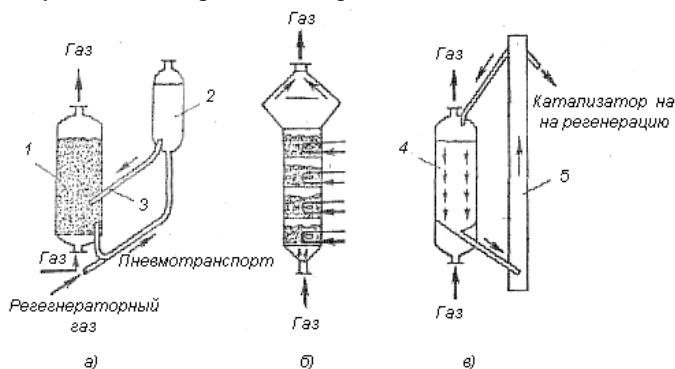
свою активность [1-4].



а – с одним неподвижным слоем катализатора;
 б – с катализаторной сеткой; в – полочный аппарат с промежуточным охлаждением реагентов посторонним хладоагентом во внутренних теплообменниках; г – полочный аппарат с промежуточным охлаждением холодной исходной газовой смеси, поступающей на катализ; д – полочный аппарат с промежуточным охлаждением во внешних теплообменниках; е – полочный аппарат с вводом холодных реагентов между ступенями процесса; ж – трубчатый аппарат с охлаждением посторонним хладоагентом; з – трубчатый аппарат с охлаждением реагентов холодной исходной газовой смесью; и – трубчатый аппарат с двойными теплообменными трубами

Рисунок 6.39 – Принципиальные схемы контактных аппаратов с неподвижным катализатором

В многослойном контактном аппарате с псевдоожиженным слоем создаются условия для проведения процесса по ЛОТ [1-4].



- а – аппарат с одним псевдоожиженным слоем катализатора;
 б – полочный многослойный аппарат с псевдоожиженными слоями катализатора; в – аппарат с движущимся катализатором;
 1, 4 – контактный аппарат; 2 – регенератор; 3 – катализаторопровод;
 5 – подъемник

Рисунок 6.40 – Принципиальные схемы контактных аппаратов с псевдоожиженным слоем катализатора и с движущимся катализатором

Реактор с движущимся катализатором позволяет одновременно вести процесс катализа и регенерации катализатора (поддерживается высокая активность катализатора в процессе) [1-4].

В промышленности в основном используется неподвижный слой катализатора, хотя у каждого из методов есть свои достоинства и недостатки. Рассмотрим наиболее существенные особенности этих реакторов [1-4].

В неподвижном слое катализатора поддерживается адиабатический режим, и поэтому такие реакторы используются тогда, когда имеется небольшой тепловой эффект химической реакции либо когда мала скорость химической реакции. Иначе не удастся поддерживать оптимальный температурный режим [1-4].

В неподвижном слое нельзя использовать мелкозернистый катализатор, т.к. он слеживается и возрастает гидравлическое сопротивление. При замене катализатора приходится останавливать оборудование [1-4].

Подвижный слой позволяет использовать мелкозернистые ката-

лизаторы и заменять его при работающем оборудовании. При транспортировке катализатора будет происходить его измельчение и потери составят ориентировочно 20 % в год. Необходимо очищать продукты от каталитической пыли [1-4].

Подвижный слой катализатора позволяет легче отводить тепло. Реакционную смесь можно подводить с температурой, меньшей температуры зажигания. Смешение недогретой смеси со смесью, находящейся в контактном аппарате, повышает температуру [1-4].

Неподвижный слой катализатора – это реактор вытеснения, а его движущийся слой – реактор смешения. Это означает, что если процесс протекает в кинетической области, то среднее время пребывания в реакторе вытеснения будет меньше среднего времени пребывания в реакторе смешения, т.е. $\tau_{\text{РВ}} < \tau_{\text{РС}}$, при одинаковой степени превращения X_A [1-4].

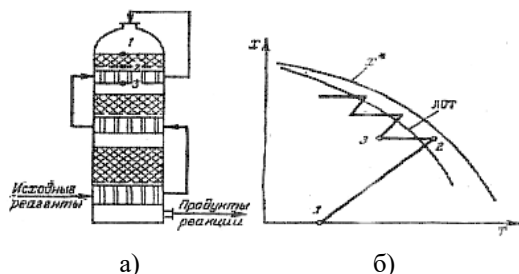


Рисунок 6.41 – Полочный контактный аппарат с промежуточным охлаждением реагентов холодной исходной газовой смесью (а) и изменение температуры в нем по слоям катализатора (б)

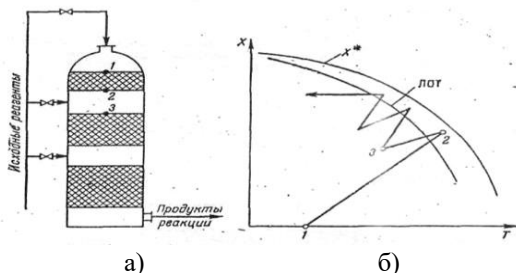
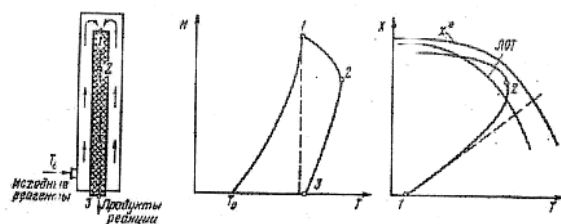
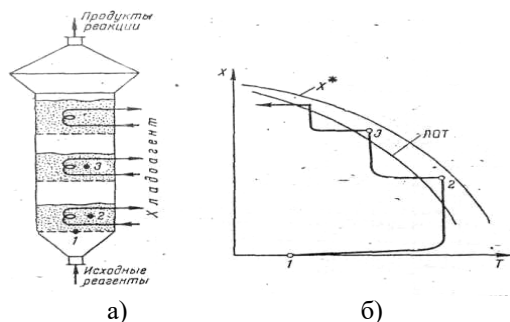


Рисунок 6.42 – Полочный контактный аппарат с вводом холодных реагентов между ступенями катализа (а) и изменение температуры в нем по слоям катализатора (б)



а) б) в)
а – схема движения потоков; б – $T=f(H)$; в – $X_A=\Phi(T)$;
1-3 – точки измерения температуры

Рисунок 6.43 – Изменение параметров в трубчатом реакторе



а) б)
Рисунок 6.44– Полочный контактный аппарат
с псевдооживленными слоями катализатора (а) и изменение
температуры в нем по слоям катализатора (б)

6.7.6 Выбор контактного аппарата

Тип реактора выбирают, зная область протекания процесса (диффузионная и кинетическая). Если процесс протекает во внешне-диффузионной области, то он осуществляется в адиабатических реакторах с небольшим по высоте слоем катализатора. Если процесс протекает внутри диффузионной области, то снижается активность катализатора, изменяется его селективность; приходится уменьшить размер зерна катализатора и, следовательно, это влияет на тип химического реактора [1-4].

Характер протекания гетеро-каталитического процесса в слое определяется следующими технологическими параметрами:

- температурой реакционной смеси, т.к. от нее зависит термостойкость катализатора, его химические свойства, активность и т.д.;
- составом газа – необходимо исключить создание взрывоопасных смесей, отравление катализатора;
- давлением газа;
- предельным гидравлическим сопротивлением [1-4].

Кроме этих факторов существенным является и выбор схемы организации процесса: циркуляционная или проточная [1-4].

Циркуляционная схема используется для процессов, в которых за один проход газа через контактный аппарат достигается небольшое значение степени превращения X_A по следующим причинам:

- из-за сильной функции затухания (это резкое уменьшение скорости химической реакции с глубиной превращения);
- из-за обратимой экзотермической реакции;
- из-за разложения «полезного продукта» при протекания реакции до конца;
- из-за накопления инертных газов в системе, если они присутствуют в исходной смеси [1-4].

При проведении экзотермических реакций лучше применять контактные аппараты с псевдоожиженным слоем катализатора. Их рационально применять для каталитических процессов, процессов, протекающих в области внутренней диффузии, а также требующих:

- тонкой регулировки температуры в узком интервале температур;
- отвода значительного количества теплоты [1-4].

6.8 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Сформулируйте допущения модели идеального смешения.
2. Каковы основные причины отклонения от идеальности в реальных реакторах смешения?
3. Почему при составлении балансовых уравнений для реактора идеального смешения в качестве элементарного объема может быть принят полный объем реактора?
4. Составьте уравнение материального баланса для периодического реактора идеального смешения.
5. Проанализируйте основные недостатки и достоинства реакторов периодического действия. В каких производствах чаще встречаются такие реакторы?
6. Составьте уравнение материального баланса для стационарного проточного реактора идеального смешения.

7. В чем заключается различие между действительным и средним временем пребывания реагентов в проточном реакторе? Для какого типа проточных реакторов действительное и среднее время пребывания совпадают?

8. Сформулируйте допущения модели идеального вытеснения. При каких условиях можно приблизиться в реальном реакторе к идеальному вытеснению?

9. Почему при ламинарном течении реакционного потока в проточном реакторе режим идеального вытеснения не может быть достигнут?

10. Составьте уравнение материального баланса реактора идеального вытеснения в дифференциальной форме. Какие явления переноса (переноса импульса, переноса теплоты, массопереноса) отражены в этом уравнении?

11. Назовите основную причину, по которой для достижения той же степени превращения при одинаковых условиях проведения реакции в проточном реакторе идеального смешения требуется существенно большее время пребывания реакционной смеси, чем в реакторе идеального смешения?

12. Проанализируйте достоинства и недостатки проточного реактора, режим в котором близок к идеальному смешению, по сравнению с реактором, режим в котором близок к идеальному вытеснению.

13. Сформулируйте основные достоинства модели каскада реакторов идеального смешения.

14. Докажите, что модель каскада реакторов идеального смешения является промежуточной между моделями идеального вытеснения и идеального смешения.

15. Как изменится достигаемая в реакторе глубина превращения в том случае, если имеются застойные зоны:

- а) в реакторе, режим которого близок к идеальному смешению;
- б) в реакторе, режим которого близок к идеальному вытеснению?

16. Как изменится глубина превращения реагентов, если в реакторе, режим работы которого близок к идеальному вытеснению, появятся циркуляционные зоны?

17. Объясните причину появления продольного перемешивания в трубчатом реакторе, по которому реакционный поток движется в ламинарном режиме.

18. Какая величина называется параметром модели реактора с неидеальной структурой потока? Проанализируйте достоинства и не-

достатки однопараметрических моделей по сравнению с многопараметрическими.

19. Что такое продольная диффузия? Как она учитывается в рамках однопараметрической диффузионной модели реактора вытеснения?

20. Какие допущения делают при составлении математического описания однопараметрической диффузионной модели реактора вытеснения?

21. Составьте уравнение двухпараметрической диффузионной модели проточного реактора, параметрами которой являются коэффициент продольной диффузии D_L и коэффициент радиальной диффузии D_R .

22. Почему для решения уравнения диффузионной модели его обычно сначала приводят к безразмерному виду?

23. Сформулируйте и проанализируйте граничные условия для решения уравнения однопараметрической диффузионной модели.

24. Сформулируйте основные свойства интегральной и дифференциальной функции распределения времени пребывания реагентов в проточном реакторе.

25. Докажите, что кривая отклика на ступенчатый ввод индикатора в проточный реактор совпадает с интегральной функцией распределения времени пребывания.

26. Докажите, что кривая отклика на импульсный ввод индикатора в проточный реактор совпадает с дифференциальной функцией распределения времени пребывания.

27. В чем состоят принципиальные различия в условиях теплообмена для изотермического и адиабатического режимов работы реактора?

28. Составьте систему уравнений материального и теплового балансов для изотермического реактора идеального смешения.

29. Почему нельзя найти аналитическое решение системы уравнений материального и теплового балансов адиабатического реактора идеального смешения, работающего в стационарном режиме, относительно температуры в реакторе и достигаемой в нем степени превращения?

30. Используя графическое решение системы, уравнения материального и теплового балансов адиабатического реактора идеального смешения, проанализируйте возможности увеличения достигаемой в реакторе степени превращения в случае проведения в нем:

- а) необратимой экзотермической реакции;
- б) обратимой эндотермической реакции;
- в) обратимой экзотермической реакции.

31. Найти графическое решение системы уравнений материального и теплового балансов реактора идеального смешения промежуточного типа при проведении в нем обратимой эндотермической реакции.

32. В чем достоинства и недостатки использования нестационарных режимов для осуществления обратимых экзотермических реакций в приближении к линии оптимальных температур?

6.9 Тестовые задания

6.9.1 Реактор смешения – это...

а) емкостный аппарат с перемешиванием механической мешалкой или циркуляционным насосом;

б) трубчатый аппарат, имеющий вид удлиненного канала;

в) аппарат, для которого характерно абсолютно полное выравнивание всех характеризующих реакцию параметров по объему реактора;

г) аппарат, где предполагается, что любое количество реагентов и продуктов через реактор перемещается как твердый поршень, и по длине реактора в пространстве в соответствии с особенностями реакции и сопровождающих ее физических явлений устанавливается определенное распределение концентрации участников реакции, температуры и других параметров.

6.9.2 Реактор вытеснения – это...

а) емкостный аппарат с перемешиванием механической мешалкой или циркуляционным насосом;

б) трубчатый аппарат, имеющий вид удлиненного канала;

в) аппарат, для которого характерно абсолютно полное выравнивание всех характеризующих реакцию параметров по объему реактора;

г) аппарат, где предполагается, что любое количество реагентов и продуктов через реактор перемещается как твердый поршень, и по длине реактора в пространстве в соответствии с особенностями реакции и сопровождающих ее физических явлений устанавливается определенное распределение концентрации участников реакции, температуры и других параметров.

6.9.3 Реактор идеального смешения – это...

а) емкостный аппарат с перемешиванием механической мешалкой или циркуляционным насосом;

б) трубчатый аппарат, имеющий вид удлиненного канала;

в) аппарат, для которого характерно абсолютно полное выравнивание всех характеризующих реакцию параметров по объему реактора;

г) аппарат, где предполагается, что любое количество реагентов и продуктов через реактор перемещается как твердый поршень, и по длине реактора в пространстве в соответствии с особенностями реакции и сопровождающих ее физических явлений устанавливается определенное распределение концентрации участников реакции, температуры и других параметров.

6.9.4 Реактор идеального вытеснения – это...

а) емкостный аппарат с перемешиванием механической мешалкой или циркуляционным насосом;

б) трубчатый аппарат, имеющий вид удлиненного канала;

в) аппарат, для которого характерно абсолютно полное выравнивание всех характеризующих реакцию параметров по объему реактора;

г) аппарат, где предполагается, что любое количество реагентов и продуктов через реактор перемещается как твердый поршень, и по длине реактора в пространстве в соответствии с особенностями реакции и сопровождающих ее физических явлений устанавливается определенное распределение концентрации участников реакции, температуры и других параметров реакции.

6.9.5 Реактор называется изотермическим, если...

а) за счет теплообмена с окружающей средой в нем обеспечивается постоянство температуры. В этом случае в любой точке реактора за счет теплообмена полностью компенсируется выделение или поглощение теплоты;

б) отсутствует теплообмен с окружающей средой. В нем вся теплота выделяется и поглощается в результате химических процессов, расходуется на «внутренний» теплообмен – на нагрев или охлаждение реакционной смеси;

в) тепловой эффект химической реакции частично компенсируется за счет теплообмена с окружающей средой, а частично вызывает изменение температуры реакционной смеси;

г) поддержание необходимой температуры процесса осуществляется только за счет теплоты химического процесса без использования внешних источников энергии.

6.9.6 Реактор называется адиабатическим, если...

а) за счет теплообмена с окружающей средой в нем обеспечивается постоянство температуры. В этом случае в любой точке реактора

за счет теплообмена полностью компенсируется выделение или поглощение теплоты;

б) отсутствует теплообмен с окружающей средой. В нем вся теплота выделяется и поглощается в результате химических процессов, расходуется на «внутренний» теплообмен – на нагрев или охлаждение реакционной смеси;

в) тепловой эффект химической реакции частично компенсируется за счет теплообмена с окружающей средой, а частично вызывает изменение температуры реакционной смеси;

г) поддержание необходимой температуры процесса осуществляется только за счет теплоты химического процесса без использования внешних источников энергии.

6.9.7 Реактор называется с промежуточным тепловым режимом, если...

а) за счет теплообмена с окружающей средой в нем обеспечивается постоянство температуры. В этом случае в любой точке реактора за счет теплообмена полностью компенсируется выделение или поглощение теплоты;

б) отсутствует теплообмен с окружающей средой. В нем вся теплота выделяется и поглощается в результате химических процессов, расходуется на «внутренний» теплообмен – на нагрев или охлаждение реакционной смеси;

в) тепловой эффект химической реакции частично компенсируется за счет теплообмена с окружающей средой, а частично вызывает изменение температуры реакционной смеси;

г) поддержание необходимой температуры процесса осуществляется только за счет теплоты химического процесса без использования внешних источников энергии.

6.9.8 Реактор называется автотермическим, если...

а) за счет теплообмена с окружающей средой в нем обеспечивается постоянство температуры. В этом случае в любой точке реактора за счет теплообмена полностью компенсируется выделение или поглощение теплоты;

б) отсутствует теплообмен с окружающей средой. В нем вся теплота выделяется и поглощается в результате химических процессов, расходуется на «внутренний» теплообмен – на нагрев или охлаждение реакционной смеси;

в) тепловой эффект химической реакции частично компенсируется за счет теплообмена с окружающей средой, а частично вызывает изменение температуры реакционной смеси;

г) поддержание необходимой температуры процесса осуществляется только за счет теплоты химического процесса без использования внешних источников энергии.

6.9.9 В реакторе периодического действия...

а) все отдельные стадии протекают последовательно, в разное время. Все реагенты вводят в аппарат до начала реакции, а смесь продуктов отводят после окончания процесса;

б) все отдельные стадии процесса химического превращения вещества (подача реагирующих веществ, химическая реакция, вывод готового продукта) осуществляются параллельно, одновременно, и, следовательно, непроизводительные затраты времени на операции загрузки и выгрузки отсутствуют;

в) один из реагентов поступает в него непрерывно, а другой периодически. Возможны варианты, когда реагенты поступают в реактор периодически, а продукты реакции выводятся непрерывно, или наоборот.

6.9.10 В реакторе непрерывного действия (проточном)...

а) все отдельные стадии протекают последовательно, в разное время. Все реагенты вводят в аппарат до начала реакции, а смесь продуктов отводят после окончания процесса;

б) все отдельные стадии процесса химического превращения вещества (подача реагирующих веществ, химическая реакция, вывод готового продукта) осуществляются параллельно, одновременно, и, следовательно, непроизводительные затраты времени на операции загрузки и выгрузки отсутствуют;

в) один из реагентов поступает в него непрерывно, а другой периодически. Возможны варианты, когда реагенты поступают в реактор периодически, а продукты реакции выводятся непрерывно, или наоборот.

6.9.11 В реакторе полунепрерывного (полупериодического) действия...

а) все отдельные стадии протекают последовательно, в разное время. Все реагенты вводят в аппарат до начала реакции, а смесь продуктов отводят после окончания процесса;

б) все отдельные стадии процесса химического превращения вещества (подача реагирующих веществ, химическая реакция, вывод готового продукта) осуществляются параллельно, одновременно, и, следовательно, непроизводительные затраты времени на операции загрузки и выгрузки отсутствуют;

в) один из реагентов поступает в него непрерывно, а другой периодически. Возможны варианты, когда реагенты поступают в реактор

периодически, а продукты реакции выводятся непрерывно, или наоборот.

6.9.12 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

укажите слагаемое, определяющее перенос импульса:

- а) первый член уравнения;
- б) второй член уравнения;
- в) третий член уравнения;
- г) четвертый член уравнения.

6.9.13 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

укажите слагаемое, определяющее диффузионный перенос:

- а) первый член уравнения;
- б) второй член уравнения;
- в) третий член уравнения;
- г) четвертый член уравнения.

6.9.14 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

укажите слагаемое, определяющее протекание химической реакции:

- а) первый член уравнения;
- б) второй член уравнения;
- в) третий член уравнения;
- г) четвертый член уравнения.

6.9.15 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

укажите слагаемое, определяющее накопление вещества в реакторе:

- а) первый член уравнения;
- б) второй член уравнения;
- в) третий член уравнения;
- г) четвертый член уравнения.

6.9.16 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

что представляет собой величина $\vec{U}$:

- а) вектор скорости;
- б) коэффициент диффузии;
- в) оператор Лапласа;
- г) скорость химической реакции?

6.9.17 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

что представляет собой величина D:

- а) вектор скорости;
- б) коэффициент диффузии;
- в) оператор Лапласа;
- г) скорость химической реакции?

6.9.18 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{2j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

что представляет собой $\nabla^2 C_J$:

- а) вектор скорости;
- б) коэффициент диффузии;
- в) оператор Лапласа;
- г) скорость химической реакции?

6.9.19 В уравнении материального баланса элементарного объема проточного химического реактора

$$(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$$

что обозначает величина W_{r_j} :

- а) вектор скорости;
- б) коэффициент диффузии;
- в) оператор Лапласа;
- г) скорость химической реакции?

6.9.20 Уравнение $(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = \frac{\partial C_J}{\partial \tau})$ составле-

но для элементарного объема проточного реактора, работающего...

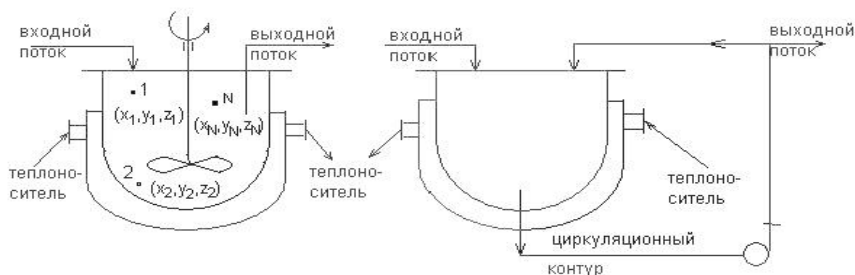
- а) в стационарном режиме;
- б) в нестационарном режиме;

6.9.21 Уравнение $(-\vec{U} \text{grad} C_J + D \nabla^2 C_J - W_{r_j} = 0)$ составлено

для элементарного объема проточного реактора, работающего...

- а) в стационарном режиме;
- б) в нестационарном режиме.

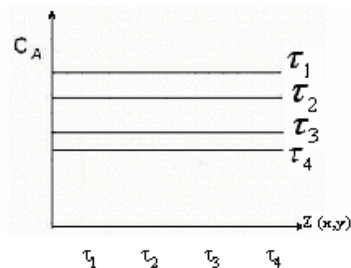
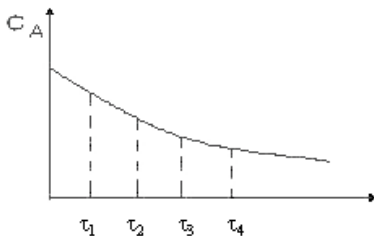
6.9.22 На рисунке представлено схематическое изображение



- а) реактора идеального перемешивания;
- б) реактора идеального вытеснения;
- в) реактора перемешивания;
- г) реактора вытеснения.

6.9.23 На рисунках представлено изменение концентрации исходного реагента...

- а) в периодическом реакторе идеального смешения;
- б) в проточном реакторе идеального смешения в стационарном режиме;
- в) в каскаде реактора идеального смешения;
- г) в реакторе идеального вытеснения.



6.9.24 Укажите уравнение материального баланса для периодического реактора идеального смешения:

а) $(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial \tau} - W_{r_j}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau}$; б) $(-W_{r_j}) = \frac{dC_J}{dt}$;

в) $(-\vec{U} \text{grad} C_J - W_{r_j}) = 0$; г) $(-U_Z \frac{dC_J}{dt} - W_{r_j}) = 0$.

6.9.25 Укажите уравнение материального баланса для проточного реактора идеального смешения в стационарном режиме:

а) $(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial \tau} - W_{r_j}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau}$; б) $(-W_{r_j}) = \frac{dC_J}{dt}$;

в) $(-\vec{U} \text{grad} C_J - W_{r_j}) = 0$; г) $(-U_Z \frac{dC_J}{dt} - W_{r_j}) = 0$.

6.9.26 Укажите уравнение материального баланса для проточного реактора идеального вытеснения, работающего в нестационарном режиме:

а) $(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial \tau} - W_{r_j}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau}$; б) $(-W_{r_j}) = \frac{dC_J}{dt}$;

в) $(-\vec{U} \text{grad} C_J - W_{r_j}) = 0$; г) $(-U_Z \frac{dC_J}{dt} - W_{r_j}) = 0$.

6.9.27 Укажите уравнение материального баланса для проточного реактора идеального вытеснения, работающего в стационарном режиме:

а) $(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial \tau} - W_{2_j}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau}$; б) $(-W_{2_j}) = \frac{dC_J}{dt}$;

$$\text{в) } (-\vec{U} \operatorname{grad} C_J - W_{2j}) = 0; \quad \text{г) } (-U_Z \frac{dC_J}{d\tau} - W_{2j}) = 0.$$

6.9.28 Укажите уравнение для расчета времени реакционного цикла, необходимого для достижения заданной глубины превращения, в периодическом реакторе идеального смешения:

$$\begin{aligned} \text{а) } \bar{\tau} &= \frac{V}{\mathfrak{Q}}; & \text{б) } \tau &= - \int_{C_{J,0}}^{C_J} \frac{dC_J}{W_{r_j}(C_J)}; \\ \text{в) } \tau_{\Sigma} &= \tau_{x.p} + \tau_{всп}; & \text{г) } \bar{\tau} &= \frac{C_{J,0} - C_J}{W_{r_j}}. \end{aligned}$$

6.9.29 Укажите уравнение для расчета времени реакционного цикла, необходимого для достижения заданной глубины превращения, в периодическом реакторе идеального смешения:

$$\begin{aligned} \text{а) } \bar{\tau} &= \frac{V}{\mathfrak{Q}}; & \text{б) } \tau &= C_{J,0} \int_0^{X_J} \frac{dX}{W_{r_j}(X_J)}; \\ \text{в) } \tau_{\Sigma} &= \tau_{x.p} + \tau_{всп}; & \text{г) } \bar{\tau} &= \frac{C_{J,0} \cdot X_J}{W_{r_j}}. \end{aligned}$$

6.9.30 Укажите уравнение для расчета среднего времени в течение которого обновляется содержание проточного реактора идеального смешения в стационарном режиме:

$$\begin{aligned} \text{а) } \bar{\tau} &= \frac{V}{\mathfrak{Q}}; & \text{б) } \tau &= C_{J,0} \int_0^{X_J} \frac{dX}{W_{r_j}(X_J)}; \\ \text{в) } \tau_{\Sigma} &= \tau_{x.p} + \tau_{всп}; & \text{г) } \bar{\tau} &= \frac{C_{J,0} \cdot X_J}{W_{r_j}}. \end{aligned}$$

6.9.31 Идеальное вытеснение возможно при выполнении следующих условий...

а) движущийся поток имеет плоский профиль скорости; отсутствует обусловленное любыми причинами перемешивание в направлении оси потока; в каждом отдельно взятом сечении, перпендикулярном оси потока, параметры процесса (концентрации, температуры и т.д.) полностью выровнены;

б) в результате интенсивного перемешивания устанавливаются абсолютно одинаковые условия в любой точке реактора: концентрации

реагентов и продуктов, степени превращения реагентов, температура, скорость химической реакции и т.д.;

в) перемешивание имеет локальный характер и вызывается неравномерностью распределения скорости потока и ее флуктуациями, а также завихрениями.

6.9.32 Идеальное перемешивание возможно при выполнении следующих условий...

а) движущийся поток имеет плоский профиль скорости; отсутствует обусловленное любыми причинами перемешивание в направлении оси потока; в каждом отдельно взятом сечении, перпендикулярном оси потока, параметры процесса (концентрации, температуры и т.д.) полностью выровнены;

б) в результате интенсивного перемешивания устанавливаются абсолютно одинаковые условия в любой точке реактора: концентрации реагентов и продуктов, степени превращения реагентов, температура, скорость химической реакции и т.д.;

в) перемешивание имеет локальный характер и вызывается неравномерностью распределения скорости потока и ее флуктуациями, а также завихрениями.

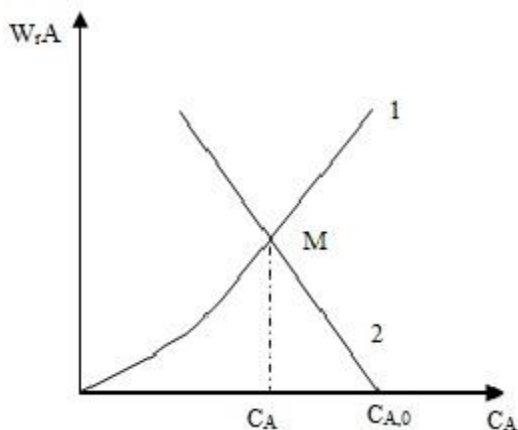


Рисунок 6.45 – Графическое определение концентрации реагента на выходе из реактора

6.9.33 На рисунке 6.45 показано графическое решение определения концентраций реагента на выходе из ...

а) реактора идеального вытеснения;

б) проточного реактора идеального смешения;

в) периодического реактора идеального смешения.

6.9.34 На рисунке 6.45 прямая 1 представляет собой...

а) кинетическое уравнение реакции;

б) уравнение материального баланса стационарного реактора идеального смешения.

6.9.35 На рисунке 6.45 прямая 2 представляет собой...

а) кинетическое уравнение реакции;

б) уравнение материального баланса стационарного реактора идеального смешения.

6.9.36 Уравнение $(-U_Z \frac{\partial C_J}{\partial Z} - W_{r_j}) = \frac{\partial C_J}{\partial \tau}$ составлено для элементарного объема...

а) реактора идеального вытеснения в нестационарном режиме работы;

б) реактора идеального вытеснения в стационарном режиме работы;

в) проточного реактора идеального смешения в стационарном режиме;

г) проточного реактора идеального смешения в нестационарном режиме.

6.9.37 Уравнение $(-U_Z \frac{dC_J}{dZ} - W_{r_j}) = 0$ составлено для элементарного объема...

а) реактора идеального вытеснения в нестационарном режиме работы;

б) реактора идеального вытеснения в стационарном режиме работы;

в) проточного реактора идеального смешения в стационарном режиме;

г) проточного реактора идеального смешения в нестационарном режиме.

6.9.38 Укажите уравнение для расчета среднего времени пребывания для реактора идеального вытеснения:

а) $\bar{\tau} = - \int_{C_{J,0}}^{C_J} \frac{dC_J}{W_{r_j}(C_J)} ;$ б) $\tau = - \int_{C_{J,0}}^{C_J} \frac{dC_J}{W_{r_j}(C_J)} ;$

в) $\bar{\tau} = \frac{C_{J,0} - C_J}{W_{r_j}} .$

6.9.39 Укажите уравнение для расчета среднего времени пребывания для реактора идеального вытеснения:

$$\text{а) } \bar{\tau} = C_{J,0} \int_0^{X_J} \frac{dX_J}{W_{r_j}(X_J)}; \quad \text{б) } \tau = C_{J,0} \int_0^{X_J} \frac{dX_J}{W_{r_j}(X_J)}; \text{ в) } \bar{\tau} = \frac{C_{J,0} \cdot X_J}{W_{r_j}}.$$

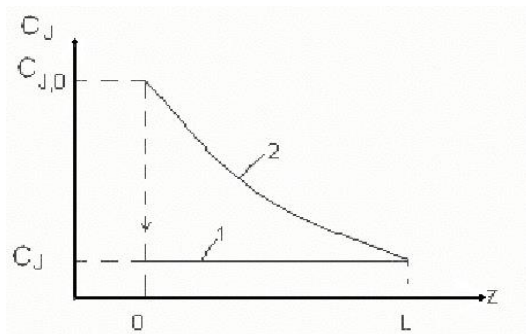


Рисунок 6.46 – Распределение концентрации исходного реагента вдоль оси реактора

6.9.40 На рисунке 6.46 прямая 1 представляет распределение вдоль оси реактора концентрации исходного реагента...

- а) в проточном реакторе идеального смешения;
- б) в реакторе идеального вытеснения.

6.9.41 На рисунке 6.46 кривая 2 представляет распределение вдоль оси реактора концентрации исходного реагента...

- а) в проточном реакторе идеального смешения;
- б) в реакторе идеального вытеснения.

6.9.42 Укажите, в каком реакторе будет больше выход продукта при проведении параллельных реакций, если $\Pi_1 > \Pi_2$ (Π_1 — порядок целевой реакции; Π_2 — побочной):

- а) в реакторе идеального вытеснения;
- б) в проточном реакторе идеального смешения;
- в) выход продукта не зависит от типа реактора.

6.9.43 Укажите, в каком реакторе будет больше выход продукта при проведении параллельных реакций, если $\Pi_1 < \Pi_2$ (Π_1 — порядок целевой реакции; Π_2 — побочной)

- а) в реакторе идеального вытеснения;

б) в проточном реакторе идеального смешения;

в) выход продукта не зависит от типа реактора.

6.9.44 Укажите, в каком реакторе будет больше выход продукта при проведении параллельных реакций, если $\Pi_1 = \Pi_2$ (Π_1 — порядок целевой реакции; Π_2 — побочной):

а) в реакторе идеального вытеснения;

б) в проточном реакторе идеального смешения;

в) выход продукта не зависит от типа реактора.

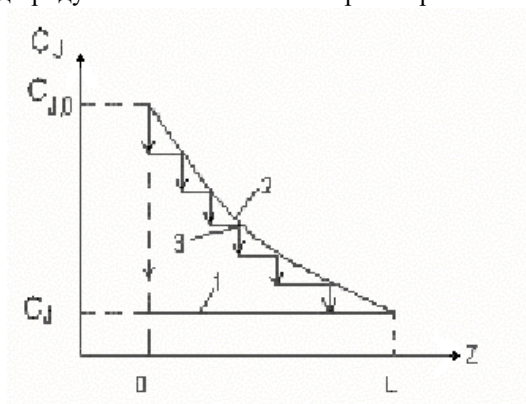


Рисунок 6.47 – Изменение концентрации реагента в единичном реакторе идеального смешения, реакторе идеального вытеснения и каскаде реакторов идеального смешения

6.9.45 На рисунке 6.47 укажите изменение концентрации реагентов в единичном реакторе идеального смешения

а) 1; б) 2; в) 3.

6.9.46 На рисунке 6.47 укажите изменение концентрации реагентов в единичном реакторе идеального вытеснения

а) 1; б) 2; в) 3.

6.9.47 На рисунке 6.47 укажите изменение концентрации реагентов в каскаде реакторов идеального смешения

а) 1; б) 2; в) 3.

6.9.48 При составлении математической модели реакторов обычно стремятся к тому, чтобы число параметров было...

а) максимальным; б) минимальным.

6.9.49 Математические модели неидеальных реакторов могут быть построены на основе двух подходов. Первый основан на мысленной замене реального реактора той или иной комбинацией идеальных аппаратов. Второй – при составлении математического описания процесса стремятся учесть все те реальные физические явления, происходящие в аппарате, и внести их в уравнение модели с помощью соответствующих математических операторов.

В ячеечной модели использован...

а) первый подход; б) второй подход.

6.9.50 Математические модели неидеальных реакторов могут быть построены на основе двух подходов. Первый основан на мысленной замене реального реактора той или иной комбинацией идеальных аппаратов. Второй – при составлении математического описания процесса стремятся учесть все те реальные физические явления, происходящие в аппарате, и внести их в уравнение модели с помощью соответствующих математических операторов.

В диффузной модели использован...

а) первый подход; б) второй подход.

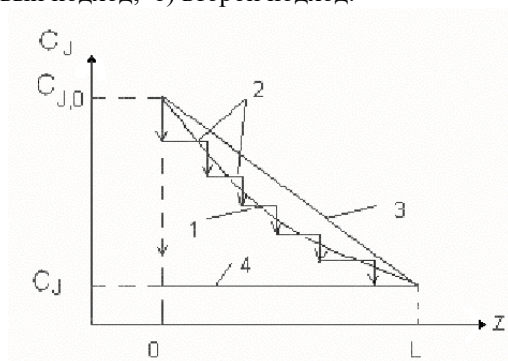


Рисунок 6.48 – Распределение концентрации реагента по длине проточного реактора

6.9.51 На рисунке 6.48 укажите реальное распределение концентрации по длине проточного реактора

а) 1; б) 2; в) 3; г) 4.

6.9.52 На рисунке 6.48 укажите распределение концентрации по длине проточного реактора идеального вытеснения

а) 1; б) 2; в) 3; г) 4.

6.9.53 На рисунке 6.48 укажите распределение концентрации по длине проточного реактора идеального смешения

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4.

6.9.54 На рисунке 6.48 укажите аппроксимацию реального распределения концентрации реактора по длине проточного реактора с помощью ячеечной модели:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4.

6.9.55 D_L в диффузном критерии Пекле (Боденштейна)

$$Pe' = \frac{UL}{D_L} - \text{это...}$$

- а) диаметр;
б) линейный размер;
в) коэффициент продольной диффузии;
г) коэффициент радиальной диффузии.

6.9.56 При больших значениях $Pe' = \frac{UL}{D_L}$ интенсивность кон-

вективного переноса существенно...

- а) выше интенсивности продольного диффузионного перемешивания;
б) ниже интенсивности продольного диффузионного перемешивания.

6.9.57 При $Pe' \rightarrow \infty$ реактор вырождается в аппарат...

- а) идеального смешения; б) идеального вытеснения.

6.9.58 При $Pe' \rightarrow 0$ реактор вырождается в аппарат...

- а) идеального смешения; б) идеального вытеснения.

6.9.59 При малых значениях Pe' относительная интенсивность продольного перемешивания превышает интенсивность продольного конвективного переноса. Это характерно для ...

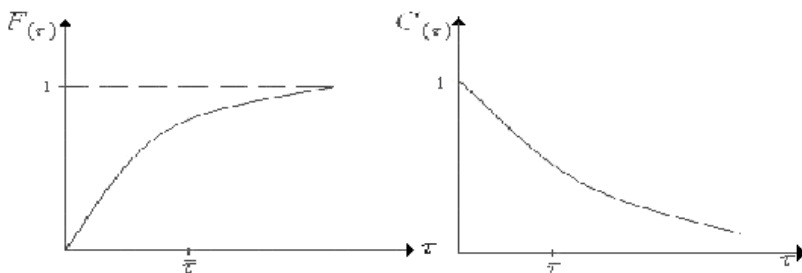
- а) короткого канала; невысоких линейных скоростей или больших значений коэффициента продольной диффузии D_L ;
б) длинного канала; больших линейных скоростей или больших значений коэффициента продольной диффузии D_L .

6.9.60 При больших значениях Pe' интенсивность конвертного переноса существенно выше интенсивности продольного диффузионного перемешивания. Это характерно для ...

- а) короткого канала; невысоких линейных скоростей или больших значений коэффициента продольной диффузии D_L ;

б) длинного канала; больших линейных скоростей или больших значений коэффициента продольной диффузии D_L .

6.9.61 На рисунках представлены интегральная и дифференциальная функции распределения времени пребывания:



- а) в проточном реакторе идеального смешения;
- б) в реакторе идеального вытеснения;
- в) в реальном реакторе при наличии продольного перемешивания.

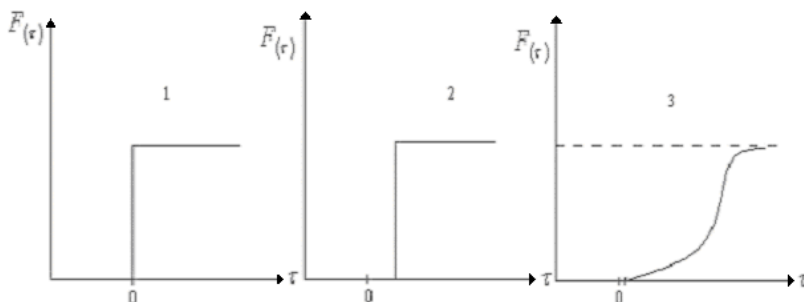


Рисунок 6.49 – Кривые отклика при ступенчатом вводе индикатора

6.9.62 На рисунке 6.49 кривая 1 – это кривая отклика...

- а) на входе в реактор;
- б) на выходе из реактора идеального вытеснения;
- в) на выходе из реального аппарата при наличии продольного перемешивания.

6.9.63 На рисунке 6.49 кривая 2 – это кривая отклика...

- а) на входе в реактор;
- б) на выходе из реактора идеального вытеснения;

в) на выходе из реального аппарата при наличии предельного перемешивания.

6.9.64 На рисунке 6.49 кривая 3 – это кривая отклика...

а) на входе в реактор;

б) на выходе из реактора идеального вытеснения;

в) на выходе из реального аппарата при наличии продольного перемешивания.

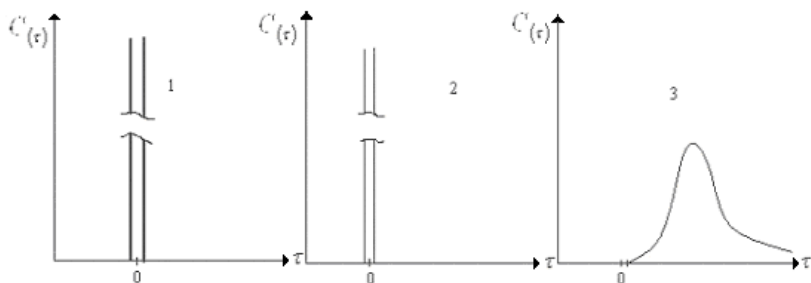


Рисунок 6.50 – Кривые отклика при импульсном вводе индикатора

6.9.65 На рисунке 6.50 кривая 1 – это кривая отклика...

а) на входе в реактор;

б) на выходе из реактора идеального вытеснения;

в) на выходе из реального реактора при наличии продольного перемешивания.

6.9.66 На рисунке 6.50 кривая 2 – это кривая отклика...

а) на входе в реактор;

б) на выходе из реактора идеального вытеснения;

в) на выходе из реального реактора при наличии продольного перемешивания.

6.9.67 На рисунке 6.50 кривая 3 – это кривая отклика...

а) на входе в реактор;

б) на выходе из реактора идеального вытеснения;

в) на выходе из реального реактора при наличии продольного перемешивания.

6.9.68 Уравнение теплового баланса химического реактора

$$Q_{\text{ВХ}} - Q_{\text{ВЫХ}} \pm Q_{\text{Х.Р.}} \pm Q_{\text{Т.О.}} \pm Q_{\text{Ф.П.Р.}} = 0 \text{ составлено для...}$$

а) стационарного режима работы;

б) нестационарного режима работы.

6.9.69 Уравнение теплового баланса химического реактора

$$Q_{\text{ВХ}} - Q_{\text{ВЫХ}} \pm Q_{\text{Х.Р.}} \pm Q_{\text{Т.О.}} \pm Q_{\text{Ф.П.Р.}} = Q_{\text{НАК}} \text{ составлено для...}$$

- а) стационарного режима работы;
- б) нестационарного режима работы.

6.9.70 Уравнения $Q_{ВХ} = Q_{ВЫХ}$ и $|Q_{Х.Р.}| = |Q_{Т.О.}|$ составлены для химического реактора, работающего...

- а) в стационарном изотермическом режиме;
- б) в адиабатическом режиме;
- в) в промежуточном режиме.

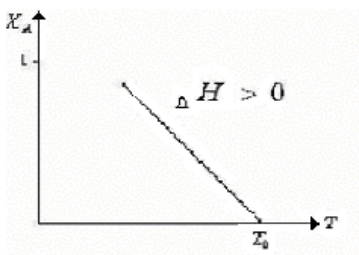
6.9.71 Уравнение $|Q_{ВХ} - Q_{ВЫХ}| = |Q_{Х.Р.}|$ составлено для химического реактора, работающего...

- а) в стационарном изотермическом режиме;
- б) в адиабатическом режиме;
- в) в промежуточном режиме.

6.9.72 Уравнение $Q_{ВХ} - Q_{ВЫХ} \pm Q_{Х.Р.} \pm Q_{Т.О.} \pm Q_{Ф.ПР} = 0$ составлено для химического реактора, работающего...

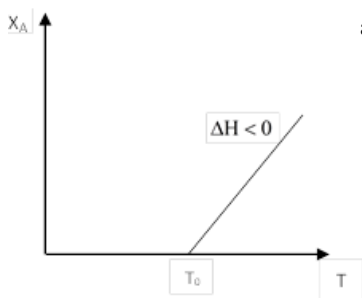
- а) в стационарном изотермическом режиме;
- б) в адиабатическом режиме;
- в) в промежуточном режиме.

6.9.73 На рисунке представлено уравнение теплового баланса реактора идеального смешения в координатах $X_A - T$ для...



- а) эндотермической реакции;
- б) экзотермической реакции.

6.9.74 На рисунке представлено уравнение теплового баланса реактора идеального смешения в координатах $X_A - T$ для...



- а) эндотермической реакции;
- б) экзотермической реакции.

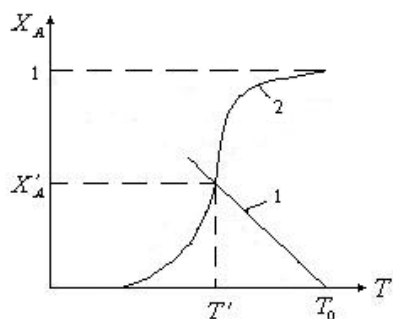


Рисунок 6.51 – Графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для адиабатического реактора идеального смешения

6.9.75 На рисунке 6.51 представлено графическое решение системы уравнения теплового и материального балансов для адиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой

- а) эндотермической реакции;
- б) экзотермической реакции.

6.9.76 На рисунке 6.51 представлено графическое решение системы уравнения теплового и материального балансов для адиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой эндотермической реакции. Кривая 2 – это...

- а) материальный баланс;
- б) тепловой баланс.

6.9.77 На рисунке 6.51 представлено графическое решение системы уравнения теплового и материального балансов для адиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой эндотермической реакции. Прямая 1 – это...

- а) материальный баланс;
- б) тепловой баланс.

6.9.78 На рисунке 6.51 представлено графическое решение системы уравнения теплового и материального балансов при проведении необратимой эндотермической реакции. Прямая 1 – это для...

- а) адиабатического реактора идеального смешения;
- б) изотермического реактора идеального смешения;
- в) неадиабатического реактора идеального смешения.

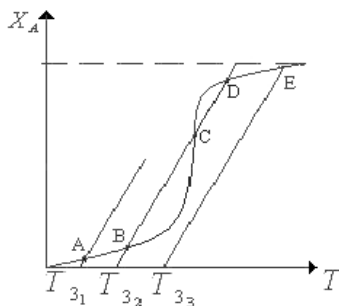


Рисунок 6.52 – Графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для адиабатического реактора идеального смешения

6.9.79 На рисунке 6.52 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для адиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой

- а) эндотермической реакции;
- б) экзотермической реакции.

6.9.80 На рисунке 6.52 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов при проведении необратимой экзотермической реакции для

- а) адиабатического реактора идеального смешения;
- б) изотермического реактора идеального смешения;
- в) неадиабатического реактора идеального смешения.

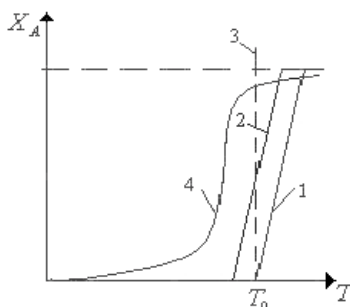


Рисунок 6.53 – Графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для неадиабатического реактора при проведении необратимой экзотермической реакции

6.9.81 На рисунке 6.53 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для неадиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой экзотермической реакции. Прямая 1 – это линия уравнения теплового баланса...

- а) для адиабатического реактора;
- б) для реактора с отводом теплоты;
- в) для изотермического реактора.

6.9.82 На рисунке 6.53 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для неадиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой экзотермической реакции.

Прямая 2 – это линия уравнения теплового баланса...

- а) для адиабатического реактора;
- б) для реактора с отводом теплоты;
- в) для изотермического реактора.

6.9.83 На рисунке 6.53 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для неадиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой экзотермической реакции. Прямая 3 – это линия уравнения теплового баланса...

- а) для адиабатического реактора;
- б) для реактора с отводом теплоты;
- в) для изотермического реактора.

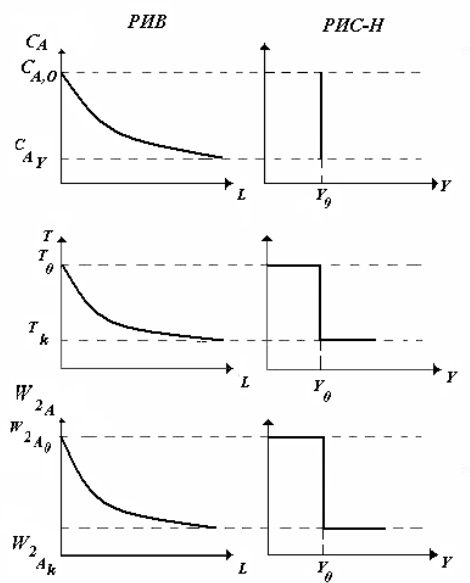
6.9.84 На рисунке 6.53 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для неадиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой экзотермической реакции. Прямая 1,2,3 – это линия...

- а) уравнения теплового баланса;
- б) уравнения материального баланса.

6.9.85 На рисунке 6.53 представлено графическое решение системы уравнений теплового и материального балансов для неадиабатического реактора идеального смешения при проведении в нем необратимой экзотермической реакции. Кривая 4 – это линия...

- а) уравнения теплового баланса реакторов;
- б) уравнения материального баланса.

6.9.86 На рисунке показано изменение параметров в РИВ и РИС-Н для простой необратимой эндотермической реакции. Какой реактор является более эффективным при проведении данной реакции?



а) РИВ;

б) РИС-Н.

7 ОСНОВЫ РАЗРАБОТКИ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Современное химическое предприятие – это сложная химико-технологическая система (ХТС), состоящая из большого числа аппаратов и связей (потоков) между ними. Для ее эффективного функционирования необходимо решить многие задачи еще до строительства нового предприятия, на стадии проектирования [1-4].

Разработка ХТС требует знания как общего подхода к проблеме, так и большого числа конкретных вопросов, непосредственно связанных с химико-технологическим процессом [1-4].

Конечная цель разработки ХТС – создание высокоэффективного химического производства, т.е. такого объекта химической промышленности, который позволит получать необходимую продукцию не только в заданном объеме и требуемого качества, но и экономически целесообразным путем. Для этого надо так управлять работой технологического оборудования, чтобы при высокой средней производительности и низких капитальных затратах обеспечить получение продукта с высоким выходом и наилучшего качества [1-4].

Система – объект, взаимодействующий с внешней средой и обладающий сложным внутренним строением, большим числом составных частей и элементов (аппаратов), взаимосвязанных технологическими потоками (связями) и действующих как единое целое [1-4].

Элемент – самостоятельная и условно неделимая единица. В химической технологии – это чаще всего аппарат, в котором протекает какой-либо типовой процесс (химический, диффузионный, тепловой и т. п.) [1-4].

Подсистема – группа элементов (агрегат), обладающая определённой целостностью и целенаправленностью. Это самостоятельно функционирующая часть системы. Как между элементами, так и между подсистемами существуют различные виды связей – материальная, энергетическая, тепловая, информационная [1-4].

Связь между элементами осуществляется с помощью потоков и отражает перенос потоками вещества, теплоты, энергии от элемента к элементу. Преобразование же потока происходит в самом элементе [1-4].

Совокупность элементов и связей образует структуру системы [1-4].

Основополагающие принципы системного подхода сводятся к двум положениям: 1) представлению объекта как системы; 2) исследованию его именно в том аспекте, в котором он представлен как система. Это означает, что стратегия исследования должна заключаться в

направлении от целого к части, от системообразующих отношений и свойств, от структуры к элементам (а не наоборот, что имеет место при эмпирическом подходе). При исследовании ХТС анализируются не внутренние свойства и структура элемента, а такие существенные свойства элемента, которые определяют его взаимодействие с другими элементами ХТС или влияют на свойства системы в целом [1-4].

Элементы ХТС находятся в бесчисленном множестве связей и отношений между собой. Степень интенсивности связи или отношения зависит от их существенности. Задача исследования заключается в том, чтобы определить, какие связи существенные, определяющие систему, а какие – нет [1-4].

Химико-технологические системы, соответствующие химическим производствам (или отдельным их цехам), обладают характерными признаками:

- 1) существованием общей цели функционирования (выпуск продукции);
- 2) большими размерами системы (велико число элементов, входящих в систему, число связей между ними);
- 3) большим числом параметров, характеризующих работу системы;
- 4) сложностью поведения системы (изменение режима в одном аппарате может влиять на работу всего производства);
- 5) высокой степенью автоматизации процессов управления производством;
- 6) необходимостью создания потоков осведомительной и управляющей информации между элементами ХТС и управляющими устройствами [1-4].

Наличие этих признаков позволяет рассматривать химическое производство как сложную систему [1-4].

Представление химического предприятия в виде системы предполагает подразделение его на взаимосвязанные подсистемы. Между подсистемами существует соподчинение, которое характеризуется иерархической структурой, состоящей из трех или четырех уровней (ступеней) иерархии [1-4].

Проект ХТС должен содержать следующие решения [1-4]:

1. Определение технологической топологии системы. Технологической топологией системы называют характер и порядок соединения отдельных аппаратов в технологической схеме. Выбор аппаратов схемы, определение характера связей между аппаратами и установление оптимального порядка соединения отдельных аппаратов системы в

технологическую линию влияют на эффективность работы системы в целом.

2. Определение значения входных переменных, которыми являются физические параметры входных потоков сырья, а также параметры различных физико-химических воздействий окружающей среды на процесс функционирования ХТС (температура, давление и т.п.).

3. Установление значений технологических параметров ХТС (степени превращения сырья, степени разделения химических компонентов, констант скоростей химических реакций, коэффициентов массо- и теплопередачи и т.п.).

4. Определение конструктивных параметров ХТС (геометрических характеристик аппаратного оформления – объема химического реактора, основного сечения аппарата, высоты слоя насадки и т.п.).

5. Выбор параметров технологического режима в аппаратах (элементах) ХТС – совокупности основных факторов (температуры, давления, активности применяемого катализатора, условий гидродинамического перемещения потоков компонентов), которые влияют на скорость технологического процесса, выход и качество получаемого продукта.

6. Выбор параметров технологических потоков, обеспечивающих работу системы в заданном режиме (массового расхода, температуры, давления, концентрации веществ в потоке и т.д.).

Кроме перечисленных задач приходится решать и ряд других, не менее важных. Это разработка принципов автоматического управления отдельными технологическими процессами и производством в целом, подбор конструктивных материалов, разработка методов аналитического контроля, соблюдение санитарно-гигиенических условий труда и т.п. В настоящее время большое значение придается охране окружающей среды. Поэтому вопросы экологии также учитываются при создании новых производств. И, конечно, нельзя создать эффективно работающее предприятие без учета современных прогрессивных направлений в развитии химической технологии. К ним относятся проблемы рационального использования сырья, энергии, создания энерго-технологических схем, увеличения единичной мощности аппаратов и т.п. [1-4]

Решение поставленных задач позволит создать эффективно функционирующую систему, обеспечивающую требуемые значения выходных переменных ХТС, которыми являются физические параметры материальных и энергетических потоков на выходе из системы (массовый расход, концентрация химических компонентов, температура, давле-

ние, вязкость, плотность и т.д.). Именно набор выходных переменных определяет состояние ХТС [1-4].

Оценку качества (эффективности) работы системы осуществляют с помощью показателя (критерия) эффективности функционирования ХТС. В качестве такого показателя могут использоваться как технологические, так и экономические характеристики химического производства. Важно так выбрать показатель эффективности, чтобы он достаточно полно характеризовал качество функционирования ХТС, а для этого он должен учитывать все основные особенности и свойства системы, условия ее работы и взаимодействие с внешней средой [1-4].

При проектировании большое значение имеет надежность ХТС. Надежность ХТС – это свойство системы вырабатывать продукцию заданного качества с заданной производительностью в течение установленного времени, обеспечивая требуемые технико-экономические показатели [1-4].

Функционирующая ХТС может находиться в двух состояниях:

- в состоянии безотказной работы, т.е. показатели в норме;
- в состоянии отказа [1-4].

Различают внезапный и постепенный отказы. Отказы являются случайными величинами. Для характеристики вводится величина λ – интенсивность отказов (среднее количество отказов в единицу времени) (рисунок 7.1) [1-4].

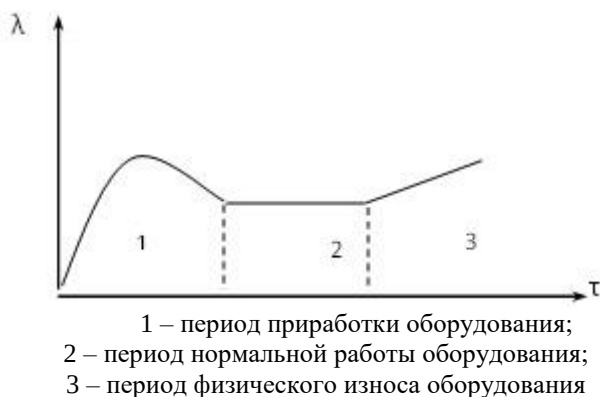


Рисунок 7.1 – Изменение интенсивности отказов во времени

Для обеспечения надежности предусматривают:

- на стадии конструирования и проектирования – выбор необходимых коэффициентов прочности, запасов производительности, тех-

нологии изготовления;

- в период эксплуатации – строгое соблюдение регламента, ремонт и профилактика;
- резервирование оборудования [1-4].

Различают нагруженный и ненагруженный резерв. Ненагруженный резерв делится на «теплый» и «холодный». «Теплый» резерв – оборудование находится в рабочем нагретом состоянии, но не выдает продукции. «Холодный» резерв – оборудование находится в рабочем состоянии, но не включено. Резервирование оборудования требует больших капитальных затрат [1-4].

На практике деятельность инженера сводится к решению двух основных задач:

- проектирование и создание новых высокоэффективных технологических процессов;
- эксплуатация для существующих производств, их интенсификация и повышение эффективности их функционирования [1-4].

Первая задача решается в несколько этапов (рисунок 7.2).

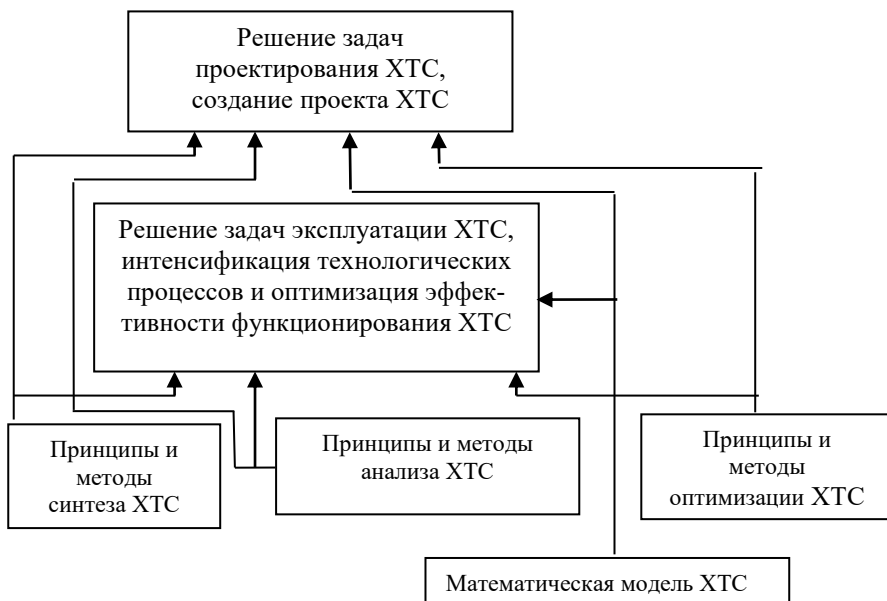


Рисунок 7.2 – Основные этапы создания химико-технологических схем

Первым уровнем этой общей задачи является построение (создание) математических моделей отдельных элементов и на их основе полной математической модели ХТС [1-4].

Математическая модель должна отражать сущность функционирования ХТС как единого целого. Для этого в модели должны быть описаны в виде количественных зависимостей важнейшие стороны химического производства. Прежде всего в математической модели отражается сущность химико-технологических процессов, протекающих в элементах системы, а также технологические связи между элементами, динамика взаимодействия элементов и подсистем сложной ХТС. Наряду с этим уже на стадии создания математической модели необходимо выбрать показатель эффективности функционирования ХТС, установить его функциональную зависимость от различных факторов, позволяющую определить его числовые значения при различных условиях работы ХТС [1-4].

Математически задача построения модели сводится к нахождению вида зависимости выходных параметров системы от параметров, оказывающих влияние на работу системы [1-4].

Первый уровень разработки ХТС заканчивается составлением математических моделей элементов и подсистем ХТС. Создав их, переходят к решению задач анализа, синтеза и оптимизации ХТС, что составляет второй уровень в создании ХТС [1-4].

Анализ ХТС состоит в изучении свойств и эффективности функционирования ХТС в целом на основе ее математической модели. Свойства системы зависят как от параметров и характеристик состояния элементов (подсистем), так и от структуры технологических связей между элементами [1-4].

В ходе анализа ХТС необходимо оценить степень влияния этих факторов на значения выходных переменных ХТС, характеризующих состояние системы [1-4].

На первом уровне разработки ХТС были получены математические модели отдельных элементов или подсистем. Говорить о математической модели для процесса в целом на этом этапе еще рано, так как она зависит от структуры ХТС, которая пока не была выбрана [1-4].

На стадии анализа ХТС как раз и проводится расчет полной математической модели ХТС при определенной ее топологии. В результате расчета количественно связываются характеристики состояния всей системы в целом (выходные переменные) с параметрами и характеристиками отдельных элементов [1-4].

Меняя структуру технологических связей между элементами и подсистемами, а также варьируя значения технологических и кон-

струкционных параметров элементов и проводя полный расчет системы, сопоставляют результаты расчета различных вариантов и получают первое представление об их недостатках и достоинствах [1-4].

Учитывая все сказанное, можно иными словами сформулировать задачу анализа ХТС: расчет полной математической модели ХТС на основе математических моделей отдельных элементов и технологической топологии с целью определения параметров выходных технологических потоков при заданных технологических условиях и параметрах входных потоков [1-4].

Естественно, что полная модель может быть рассчитана лишь после того, как составлена (синтезирована) ХТС, т.е. анализ не может проводиться в отрыве от синтеза [1-4].

Задача синтеза ХТС заключается в создании химико-технологической системы, работающей с высокой эффективностью. Для этого необходимо, прежде всего, выбрать оптимальную технологическую топологию G (выбрать число и тип элементов, установить характер связей между ними), а затем определить значения входных переменных химико-технологической системы X , технологических параметров элементов системы D и параметров внутренних технологических потоков L [1-4].

С синтезом ХТС тесным образом связана задача оптимизации ХТС, которая и сводится к нахождению экстремального значения выбранного критерия эффективности функционирования системы E^* . С математической точки зрения решение задачи синтеза сводится в конечном счете к решению задачи оптимизации. В качестве критерия эффективности работы ХТС используют, как правило, экономические критерии (средняя прибыль, приведенный доход, приведенные затраты, себестоимость и т.п.). Иногда используют также и технологические критерии эффективности, например, выход получаемого продукта [1-4].

Функциональная зависимость критерия эффективности E от влияющих на него воздействий устанавливается еще на стадии составления математической модели, алгоритм расчета разрабатывается на стадии анализа ХТС [1-4].

Из определения задач анализа, синтеза и оптимизации ХТС видно, что все эти этапы органически связаны друг с другом. Общее у них то, что все они выполняются на основе математической модели ХТС. В то же время для каждого этапа создания ХТС можно сформулировать основную его цель: при создании математической модели – получение зависимости между параметрами системы; на стадии анализа ХТС – изучение с помощью этой зависимости свойств системы (для этого

проводится расчет полной модели ХТС); при синтезе ХТС создаются, рассчитываются и оптимизируются альтернативные варианты ХТС, из которых выбирается окончательный вариант системы [1-4].

Все модели ХТС можно разделить на два вида: качественные (обобщенные) и математические, которые, в свою очередь, делятся на ряд разновидностей (рисунок 7.3) [1-4].

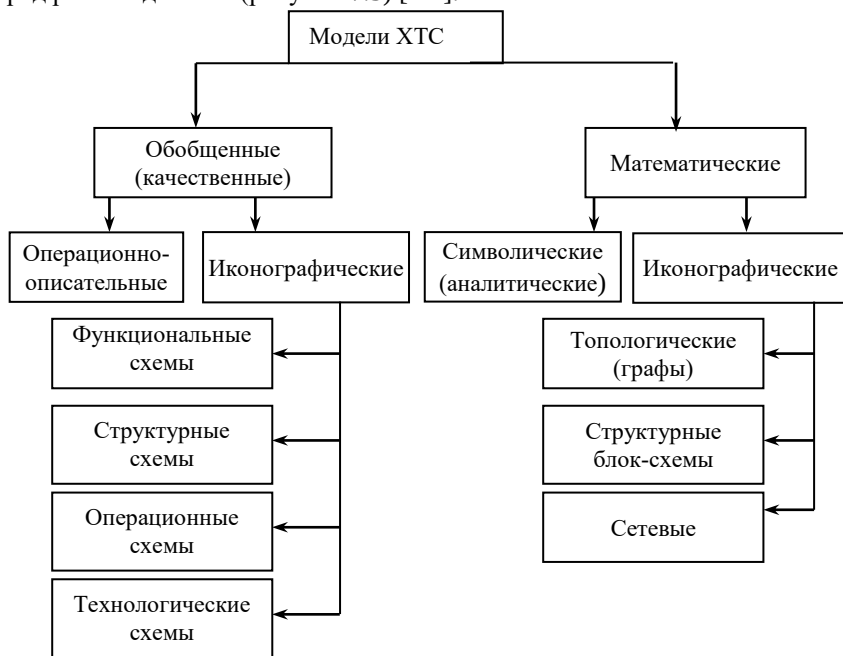


Рисунок 7.3 – Классификация моделей химико-технологических систем

Качественные (обобщенные) модели существуют двух видов: операционно-описательные и иконографические [1-4].

Операционно-описательные модели – это словесное описание процесса функционирования системы. В нем приводятся основные химические реакции, по которым осуществляется получение целевого продукта (химическая схема процесса), дается описание процессов, происходящих в аппаратах системы, приводятся сведения о составе сырья, значения параметров технологического режима и т.п. На практике операционно-описательная модель – это различные виды проектно-конструкторской документации, технологические регламенты [1-4].

Иконографические модели всегда связаны с наглядным графическим изображением, чертежом. Обобщенные иконографические модели дают лишь качественное представление о функционировании системы. Это различные виды схем химико-технологического процесса, выполненные в виде чертежей. Существует несколько разновидностей таких схем: функциональная (принципиальная), структурная, операторная (операторная), технологическая [1-4].

Функциональная схема дает общее представление о процессе функционирования ХТС. На схеме выделяются основные узлы (подсистемы), выполняющие определенную технологическую операцию, показаны технологические связи между ними. По схеме можно определить, какие операции совершаются на производстве и в какой последовательности. Сведений о типах отдельных элементов функциональная схема не дает [1-4].

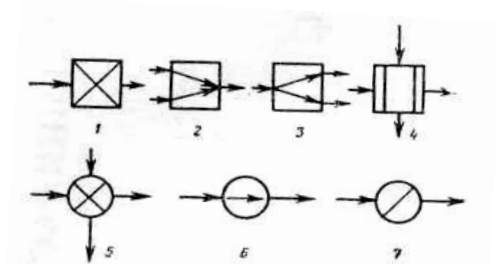
Структурная схема ХТС дает изображение всех элементов ее в виде блоков, имеющих несколько входов и выходов, показывает технологические связи между блоками. Как и функциональная, структурная схема не содержит информации об отдельных типах элементов, но зато технологические связи в ней указывают направление движения материальных и энергетических потоков системы [1-4].

Операторная схема, в отличие двух предыдущих, дает наглядное представление о физико-химической сущности технологических процессов системы. Для этого каждый элемент ХТС изображают в виде определенного типового технологического оператора, который качественно или количественно преобразует физические параметры входных материальных и энергетических потоков [1-4].

Технологические операторы обычно делят на основные и вспомогательные. Основные технологические операторы обеспечивают функционирование ХТС в требуемом целевом направлении. К ним относятся технологические операторы химического превращения, межфазного массообмена, смешения и разделения [1-4].

Вспомогательные технологические операторы используют для повышения эффективности функционирования системы путем изменения ее энергетического и фазового состояний. К ним относят операторы нагрева и охлаждения, сжатия и расширения, изменения агрегатного состояния (конденсация, испарение, растворение) (рисунок 7.4) [1-4].

Взаимодействие отдельных технологических операторов осуществляется благодаря технологическим связям (соединениям) между ними. Каждой технологической связи соответствует некоторый материальный или энергетический поток, называемый технологическим потоком [1-4].



1 – химического превращения; 2 – смешения; 3 – разделения;
4 – межфазного массообмена; 5 – нагрева или охлаждения;
6 – сжатия или расширения; 7 – изменения агрегатного состояния
вещества

Рисунок 7.4 – Основные технологические операторы

Наиболее полное качественное представление о процессе дает технологическая схема. Каждый элемент процесса показан на ней в виде условного общепринятого, стандартного изображения, технологические связи показаны направленными линиями со стрелками. По схеме можно судить о типах и способе соединения элементов (аппаратов и машин), о последовательности отдельных технологических процессов. Иногда на схеме приводят краткие указания о химическом составе и наиболее важных данных, характеризующих качество исходного сырья, промежуточных и конечных продуктов. В некоторых случаях аппараты изображают с соблюдением масштаба, чтобы получить представление об их габаритах и конструкции [1-4].

Технологическую схему можно использовать для изображения ХТС как на стадии эксплуатации, так и на стадии проектирования [1-4].

Рассмотренные модели ХТС относятся к качественным (обобщенным). Другая часть моделей ХТС – математическая – дает количественное описание процесса. Они также могут быть представлены в нескольких разновидностях. Все математические модели можно разделить на символические и иконографические [1-4].

Символическая (аналитическая) модель – это совокупность математических соотношений – формул, уравнений, неравенств. Эти соотношения позволяют определить физические параметры состояния технологических потоков на выходе системы в зависимости от факто-

ров, воздействующих на систему, – параметров входных технологических потоков (X), параметров окружающей среды (V), технологических (D) и конструкционных (K) параметров элементов системы [1-4].

Иконографические математические модели – наглядное графическое отображение либо таких качественных свойств технологической структуры ХТС, по которым можно определить количественные характеристики системы, либо функциональных математических соотношений между параметрами и переменными, входящими в символическую математическую модель ХТС, либо логики функциональных связей между уравнениями и информационными переменными символической математической модели [1-4].

Если обобщенные иконографические модели давали только качественную информацию о процессе, то математические иконографические модели связаны с количественными характеристиками системы. Поэтому они незаменимы при решении задачи на уровне анализа, синтеза и оптимизации сложных ХТС [1-4].

Уже отмечалось, что на стадиях синтеза и оптимизации ХТС приходится перебирать большое число альтернативных вариантов, отличающихся технологической топологией. Сократить их помогает наряду с интуицией проектировщика умение предвидеть и хотя бы предварительно оценить эффект, которого можно ожидать при различных типах связей между элементами. Поэтому возникает необходимость рассмотреть наиболее часто встречающиеся типы соединения аппаратов, определить, какова эффективность каждого из них, какое действие на материальную продукцию (на ее количество и качество) оказывает способ соединения элементарных звеньев процесса, в каких условиях на практике целесообразно его применение [1-4].

При всей сложности химико-технологических систем представляется возможным выделить некоторые типовые способы соединения простых элементов процесса в схему. Прежде всего любое химическое производство может работать либо в непрерывном режиме, либо в периодическом (иногда в полунепрерывном). Основные типы соединений элементов процесса в схему для непрерывного способа производства показаны на рисунке 7.5 [1-4].

При последовательном соединении (рисунок 7.5а) весь технологический поток, выходящий из предыдущего аппарата, поступает полностью в последующий элемент; при этом через каждый элемент схемы поток проходит лишь один раз [1-4].

При параллельном соединении (рисунок 7.5б) технологический поток сырья разделяется на несколько более мелких потоков, поступающих в различные элементы системы. Выходящие из этих элементов

потоки могут объединяться в один поток, а могут выходить из системы раздельно. Через каждый аппарат поток проходит один раз [1-4].

Чтобы решить вопрос, когда выгоднее произвести последовательное, а когда параллельное соединение аппаратов, установим, какой эффект можно получить при последовательном и параллельном соединении реакторов различных моделей [1-4].

В каскаде последовательно соединенных реакторов идеального вытеснения получаем такую же степень превращения X_A , как и в единичном реакторе идеального вытеснения, если объем его V и общий объем каскада $V_{\text{кас}}$ равны. Степень превращения, как было показано в разделе 6, для каскада реакторов вытеснения не снизится, а для каскада реакторов смешения даже увеличится [1-4].

а – последовательное; б – параллельное; в – обводное (байпасное);
г-ж – рециркуляционное; з – сложное (комбинированное)

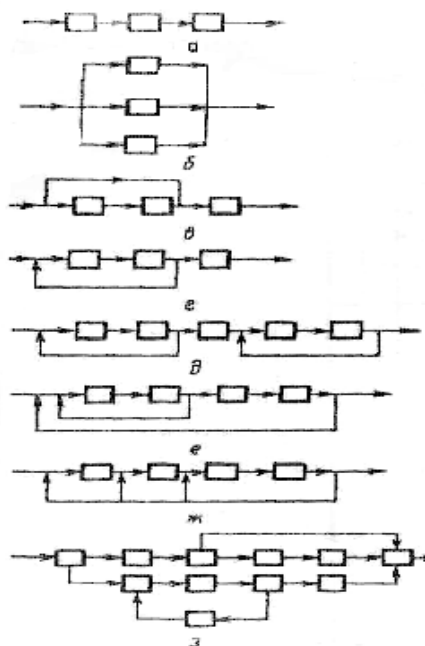


Рисунок 7.5 – Типы соединений элементов процесса в схему (технологических связей)

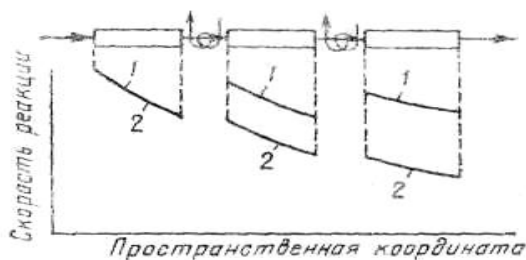
Если хотят повысить производительность установки за счет увеличения количества перерабатываемого сырья, а степень превращения по каким-либо соображениям не повышают (например, при проведении параллельных реакций, когда порядок целевой реакции больше порядка побочной), также увеличивают объем реактора V , и он может оказаться большим (для реактора вытеснения это может выразиться в том, что рассчитанная площадь поперечного сечения A будет слишком велика). В этом случае лучше применить вместо одного реактора несколько параллельно соединенных реакторов. Степень превращения при этом сохраняется прежней, а площадь поперечного сечения каждого и объем реактора уменьшаются в несколько раз [1-4].

Отметим еще некоторые случаи, когда применяют последовательное и параллельное включение. Последовательное соединение удобно, если нужно провести химическое превращение в несколько стадий, причем на каждой стадии необходимо оптимальным образом выбрать температуру (например, многоступенчатый химический реактор). Последовательное соединение реакторов применяют и для того, чтобы иметь возможность создания оптимальных температурных условий для эндо- и экзотермических реакций. Каждый реактор (ступень) работает в адиабатических условиях, между ступенями происходит промежуточный теплообмен [1-4].

При проведении эндотермических реакций подогрев реагентов между ступенями позволяет поддерживать в течение всего процесса высокую скорость [1-4].

На рисунке 7.6 показано изменение скорости химического превращения при протекании эндотермической реакции в каскаде последовательно соединенных реакторов вытеснения, где проводят промежуточный подогрев реагентов. Это позволяет поддерживать в системе высокую скорость. Для сравнения показано, как изменялась бы скорость реакции, если бы процесс проводился в одном реакторе и промежуточный подогрев нельзя было бы организовать [1-4].

При проведении обратимых экзотермических реакций также широко распространено последовательное соединение реакторов (или ступеней реактора) с промежуточным отводом теплоты для поддержания оптимального температурного режима. При этом последовательно соединенными могут быть как реакторы в реакторной системе, так и ступени внутри одного реактора [1-4].



1 – с промежуточным нагревом реагентов;
2 – без промежуточного нагрева

Рисунок 7.6 – Изменение скорости химического превращения в каскаде реакторов вытеснения

Параллельное соединение, кроме описанных ранее случаев, применяют и тогда, когда необходимо оптимальным образом распределить нагрузку между параллельно работающими блоками, отличающимися по ряду причин (загрязнение поверхности теплообменника, старение катализатора) характеристиками работающих аппаратов, даже если они имеют одинаковую проектную мощность [1-4].

При одновременном получении на базе одного исходного вещества двух или нескольких промежуточных продуктов, идущих на производство одного целевого продукта, также удобно параллельное соединение [1-4].

Обводное, или байпасное соединение – это ряд последовательно соединенных аппаратов, через которые проходит лишь одна часть общего технологического потока, поступающего в систему. Другая часть потока обходит один или несколько аппаратов и затем соединяется с основной частью потока (рисунок 7.7) [1-4].

Поступающий в систему поток m_1 называют прямым потоком. Он разветвляется на две части. Одна часть – m_2 – поступает в аппараты. Это главный поток, он определяет ход процесса в реакторах. Другая часть – m_3 – обходит аппараты и соединяется затем с главным потоком. Это побочный поток. При байпасном соединении направления главного и побочного потоков совпадают. Каждый проходит через какой-либо элемент только один раз [1-4].

При обводном соединении из-за уменьшения главного потока (идущего через реактор) увеличивается время пребывания реагентов в реакторе и повышается степень их превращения [1-4].

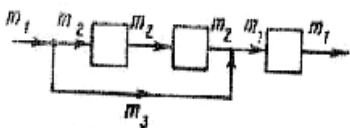


Рисунок 7.7 – Обводное (байпасное) соединение аппаратов

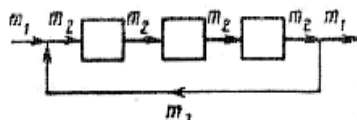


Рисунок 7.8 – Рециркуляционное включение

Обвод широко применяется для создания оптимального температурного режима при проведении обратимых экзотермических реакций [1-4].

Обводное включение оказывает еще одно благоприятное технологическое воздействие на систему. Побочный поток не подвергается химическому превращению и имеет высокую концентрацию исходного вещества. Смешение побочного потока с главным позволяет иметь высокую концентрацию исходного реагента именно при той температуре, которая является оптимальной на входе в последующий реактор [1-4].

Рециркуляционное включение (рецикл) характеризуется наличием хотя бы одного обратного технологического потока в системе последовательно соединенных элементов процесса (рисунок 7.8). Обратный поток связывает выход одного из последующих с входом одного из предыдущих элементов. Обратный поток может огибать как один элемент, так и несколько [1-4].

Последовательное, параллельное и байпасное соединения аппаратов относятся к схемам с открытой цепью (разомкнутые системы). Рециркуляционное включение принадлежит к замкнутым системам, так как элемент (или ряд последовательно соединенных элементов), охваченный обратной связью, образует замкнутую подсистему (контур) [1-4].

7.1 Сырьевая и энергетическая базы химической промышленности

Химическая промышленность перерабатывает огромные массы сырья, расходует большие количества воды, топлива и энергии. Во многих химических производствах расходные коэффициенты сырья достигают 3...4 т на 1 т продукта, а в некоторых случаях превосходят 5...6 т [1-4].

Эффективное использование сырья и энергии в технологических процессах – одна из важнейших проблем химической промышленности. К числу основных способов ресурсосбережения относятся: наилучшее использование движущей силы химико-технологических

процессов, рациональное использование топливно-энергетических ресурсов, наилучшее структурно-функциональное использование аппаратов и машин, способ замкнутого водоснабжения, обеспечение и повышение надежности химических производств, рациональная компоновка оборудования химических производств [1-4].

Затраты на сырье составляют от 60 до 70 % в себестоимости продукции [1-4].

Сырье химической промышленности классифицируют по различным признакам: по происхождению – минеральное, растительное и животное; по запасам – невозобновляемое (руды, минералы, горючие ископаемые) и возобновляемое (вода, воздух, растительное и животное сырье); по химическому составу – неорганическое (руды, минералы) и органическое (нефть, уголь, природный газ); по агрегатному состоянию – твердое (руды, минералы, уголь, сланцы, торф), жидкое (вода, рассолы, нефть) и газообразное (воздух, природный газ). Кроме того, сырье можно подразделить на первичное (минеральное, растительное и животное, горючие ископаемые, вода и воздух) и вторичное (промышленные и потребительские отходы), а также на природное и искусственное (кокс, химические волокна, синтетический каучук, синтетические красители, смолы и т.п.) [1-4].

Сырье, применяемое в химико-технологических процессах, должно удовлетворять ряду требований, в частности, обеспечивать:

- минимальное число стадий переработки в конечный продукт;
 - минимальные энергетические и материальные затраты на подготовку сырья к химическому превращению и в целом на осуществление процесса;
 - минимальное рассеяние исходной энергии;
 - возможно более низкий уровень температуры, давления, расхода энергии на изменение агрегатного состояния реагирующих веществ;
 - максимальную концентрацию реагентов в реакционной смеси
- [1-4].

Существенным источником химического сырья являются вторичные материальные ресурсы (ВМР). К ним относятся отходы производства, отходы потребления и побочные продукты [1-4].

Отходами производства называют остатки сырья, материалов и полупродуктов, образующиеся в процессе производства продукции, которые частично или полностью утратили свои качества и не соответствуют стандартам (техническим условиям). В зависимости от свойств и состава выделяют три основные группы отходов предприятий химической и нефтеперерабатывающей промышленности:

- 1) близкие к исходному сырью;
- 2) к целевым продуктам;

3) к сырью других производств или отраслей [1-4].

К первой группе относятся отходы, из которых можно извлечь непрореагировавшее сырье или промежуточные продукты и вернуть их обратно в цикл, зачастую после регенерации. Ко второй группе принадлежат отходы, которые путем определенных операций могут быть доведены до товарных кондиций. Третья группа включает в себя отходы, пригодные для переработки в других отраслях. Особую группу составляют безвредные или обезвреженные в результате тех или иных процессов отходы, направляемые непосредственно в окружающую среду, их можно выбрасывать в атмосферу, закапывать либо затоплять в морях и океанах [1-4].

Отходами потребления называют различные бывшие в употреблении изделия, восстановление которых экономически нецелесообразно, например, полностью изношенные, выбывшие из строя машины, изделия производственного назначения из стекла, резины и пластмасс, отработанные реактивы, катализаторы и т.п. (отходы промышленного потребления) или пришедшие в негодность изделия домашнего обихода и личного потребления (отходы бытового потребления) [1-4].

Побочные продукты образуются в процессе переработки сырья наряду с основными продуктами производства, но не являются целью производственного процесса. Однако побочные продукты, как правило, могут быть использованы в качестве готовой продукции. Они в большинстве случаев бывают товарными, на них имеются государственные стандарты, технические условия и утвержденные цены, их производство планируется. Те побочные продукты, которые получаются при добыче или обогащении основного сырья, принято называть попутными продуктами (например, попутный газ). Побочные и попутные продукты данного процесса, как правило, являются целевыми продуктами для другого производства [1-4].

Вторичные материальные ресурсы полностью или частично заменяют первичные сырье и материалы в производстве необходимой народному хозяйству продукции. Химическая промышленность, таким образом, выступает не только как потребитель природных ресурсов, но и как отрасль, сберегающая природное сырье [1-4].

7.1.1 Принципы обогащения сырья

Обогащение сырья – совокупность физических и физико-химических методов обработки минерального сырья (руды, угля и др.) для удаления пустой породы и повышения содержания основного компонента в концентрате [1-4].

Если в сырье содержится несколько полезных составляющих,

его делят на составные части (фракции), обогащенные тем или иным компонентом и являющиеся сырьем для различных производств [1-4].

Методы обогащения сырья зависят от его фазового состояния. Большая группа методов предназначена для обогащения твердых материалов [1-4].

Гравитационный метод – разделение, основанное на разной скорости выпадения частиц разной плотности и крупности в потоке жидкости или газа или на действии центробежной силы (этот метод широко применяется для обогащения сырья в производстве силикатных материалов, минеральных солей и в металлургии) [1-4].

Электромагнитный метод – разделение по магнитной проницаемости, например, отделение магнитного железняка, хромистого железняка, рутила и других магнитно-восприимчивых материалов от пустой породы [1-4].

Электростатический метод – разделение по электрической проводимости (отделение проводящих руд от диэлектрических пород, например, гипса, известняка, силикатов и др.) [1-4].

Флотационный метод – разделение взвешенных в жидкости относительно мелких частиц друг от друга (или выделение твердых частиц из жидкости) по их способности прилипать к вводимым в суспензию газовым пузырькам с последующим всплыванием их на поверхность жидкости и образованием пены. Для обеспечения эффективной флотации в суспензию вводят различные флотационные реагенты, усиливающие избирательность и прочность прилипания минеральных частиц к пузырькам воздуха. Флотация является наиболее универсальным и совершенным способом обогащения. Методом флотации извлекаются из минерального сырья практически все минералы, это один из наиболее распространенных способов обогащения, применяемый в крупнейших масштабах [1-4].

Жидкие растворы различных веществ концентрируют упариванием растворителя, вымораживанием, выделением примесей в осадок или в газовую фазу [1-4].

Газовые смеси разделяют на компоненты последовательной конденсацией газов при их сжатии (компрессии) и понижении температуры [1-4].

Дальнейшее совершенствование процессов обогащения сырья связано с решением ряда теоретических вопросов, к числу которых относятся: изучение изменения физических и физико-химических свойств минералов, воды и различных реагентов, а также поверхности раздела «воздух–жидкость» в результате воздействия на них различных силовых полей и излучений (ядерных и фотонных излучений, магнитных и электрических полей, ультразвука); установление физиче-

ских характеристик поверхностных слоев минералов, связи этих характеристик с поведением частиц при флотационном, электрическом и других методах обогащения, выяснение физико-химических свойств водных растворов реагентов и особенностей их взаимодействия с минералами, свойств и структуры абсорбционных слоев реагентов; вопросы гидродинамики двух- и трехфазных систем применительно к условиям гравитационного обогащения полезных ископаемых [1-4].

7.1.2 Вода и воздух в химической промышленности

Качество применяемой воды обуславливается требованиями технологического процесса и типом оборудования. На химических предприятиях используют различную воду: речную, артезианскую, фильтрованную, коагулированную, охлажденную, частично или полностью обессоленную, питьевую и др. [1-4]

Пресная природная вода используется без дополнительной очистки в химической промышленности в процессах первичной обработки сырья, для охлаждения продуктов и аппаратов и различных вспомогательных операций. В большинстве случаев природная вода подвергается очистке (деминерализации) различными методами в зависимости от характера примесей и требований, предъявляемых к воде данным производством [1-4].

В процессе водоподготовки применяют механические, физические, химические и физико-химические методы: осветление, умягчение, ионный обмен, обескремнивание и дегазацию. Питьевую воду, кроме того, дезинфицируют. В приведенной схеме (рисунок 7.9) показаны основные методы водоподготовки [1-4].

Осветление воды осуществляется в основном методами осаждения примесей, выделяющихся из воды в виде осадка. Эти методы называют также реагентными, так как для выделения примесей в воду вводят специальные реагенты. К процессам осаждения, применяемым для осветления воды, относятся коагуляция, известкование и магниезиальное обескремнивание [1-4].

Под коагуляцией понимают физико-химический процесс слипания коллоидных частиц и образования грубодисперсной микрофазы (флокул) с последующим ее осаждением. В качестве реагентов, называемых коагулянтами, обычно применяют сульфаты $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ и FeSO_4 . [1-4]

Повышение эффекта коагуляции достигается при добавлении флокулянтов (полиакриламида, активной кремниевой кислоты и др.). При этом ускоряется образование хлопьев и улучшается их структура [1-4].

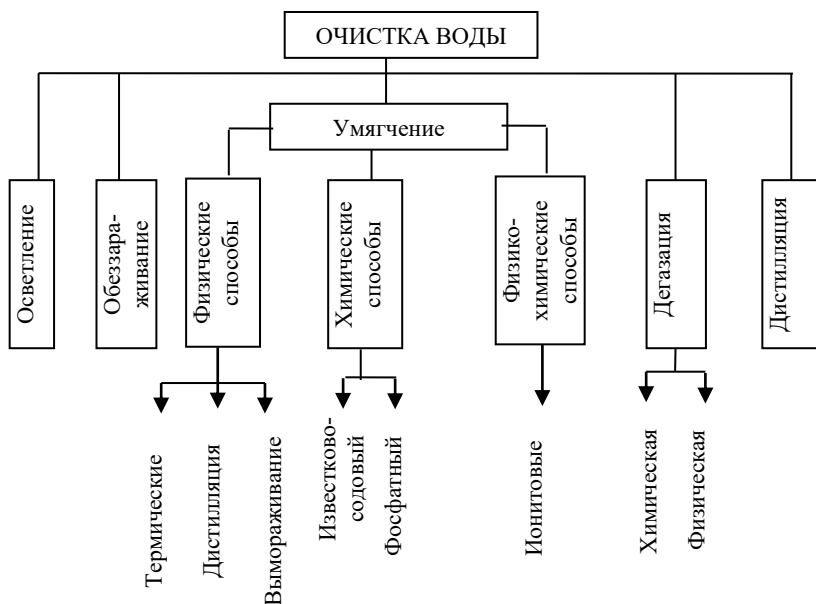


Рисунок 7.9 – Схема очистки воды

Образовавшуюся хлопьевидную массу, состоящую в основном из гидроксидов Al и Fe и примесей, выделяют из воды в отстойниках или специальных осветлителях (осадок в них поддерживается во взвешенном состоянии потоком поступающей снизу воды), напорных или открытых фильтрах и контактных осветлителях с загрузкой из зернистых материалов (кварцевый песок, дробленый антрацит, керамзит, шунгизит и др.), а также во флотаторах, гидроциклонах, намывных фильтрах. Для частичного удаления крупнодисперсных примесей и фитопланктона, образующегося при цветении водоемов, применяют сетчатые микрофильтры, плоские и барабанные сетки [1-4].

Известкование воды производится для снижения гидрокарбонатной щелочности воды. Одновременно с этим уменьшаются жесткость, солесодержание, концентрации грубодисперсных примесей, соединений железа и кремниевой кислоты [1-4].

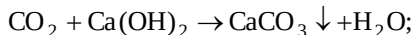
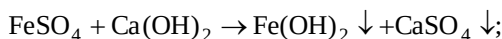
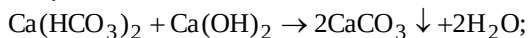
Реагентом для этого процесса является гашеная известь $\text{Ca}(\text{OH})_2$, которая подается в воду в виде суспензии (известкового молока). Для повышения эффективности удаления кремниевой кислоты в воду добавляют каустический магнезит (от 70 до 80 % MgO) [1-4].

Эти процессы, как правило, совмещаются и проводятся одновременно в одном аппарате – осветлителе. Окончательная очистка от осадка осуществляется с помощью процесса фильтрования. В зависимости от соотношения размеров фильтруемых частиц и эффективного диаметра пор удержание частиц может происходить как в объеме фильтрующего слоя (адгезионное фильтрование), так и на его поверхности (пленочное фильтрование) [1-4].

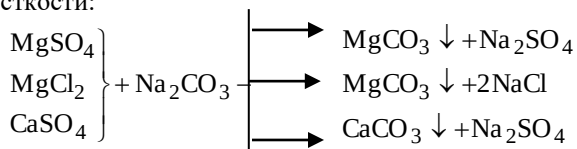
В качестве фильтрующих материалов в основном используют кварцевый песок, дробленый антрацит, сульфуголь, целлюлозу, перлит, вулканические шлаки, керамзит и др. [1-4].

Умягчением воды называется ее очистка от соединений кальция и магния, обуславливающих жесткость воды. Одним из наиболее эффективных способов умягчения воды является известково-содовый способ в сочетании с фосфатным. Процесс умягчения основывается на следующих реакциях [1-4]:

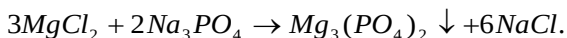
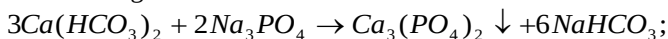
1) обработка гашеной известью для устранения временной жесткости, удаления ионов железа и связывания CO_2 :



2) обработка кальцинированной содой для устранения постоянной жесткости:



3) обработка тринатрийфосфатом для более полного осаждения катионов Ca^{2+} и Mg^{2+} :



Растворимость фосфатов кальция и магния ничтожно мала, что обеспечивает высокую эффективность фосфатного метода [1-4].

В настоящее время для умягчения, обессоливания и обескремнивания воды широко применяется метод ионного обмена. Его сущность состоит в том, что твердое тело – ионит – поглощает из раствора электролита положительные или отрицательные ионы в обмен на эквивалентное количество других, одноименно заряженных, ионов. В соот-

ветствии со знаком заряда обменивающихся ионов различают катиониты и аниониты [1-4].

Катиониты – практически нерастворимые в воде вещества, представляющие собой соли или кислоты с анионом, обуславливающим нерастворимость в воде; катион же (натрий или водород) способен вступать при определенных условиях в обменную реакцию с катионом раствора, в котором находится катионит. Катиониты соответственно называются Na-катионитами и H-катионитами [1-4].

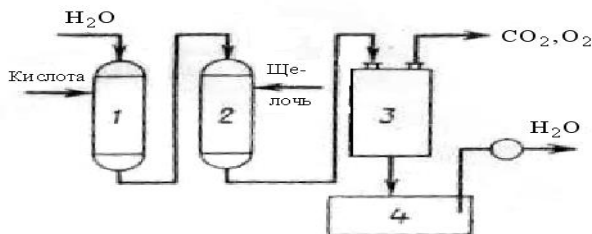
Аниониты – основания или соли с твердым нерастворимым катионом. Аниониты содержат подвижную гидроксильную группу (ОН-аниониты) [1-4].

В качестве Na-катионитов применяют алюмосиликаты: глауконит, цеолит, пермутит и др.; в качестве H-катионитов – сульфуголь, синтетические смолы; к ОН-анионитам относятся искусственные смолы сложного состава, например карбамидные [1-4].

Ионный обмен между раствором и ионитом имеет характер гетерогенной химической реакции. Следует отметить, что примеси, удаляемые из воды методом ионного обмена, не образуют осадка, и что такая обработка не требует непрерывного дозирования компонентов [1-4].

Важной характеристикой ионитов является обменная емкость, показывающая способность ионита поглощать определенное количество ионов в данных условиях. Обменная емкость определяет продолжительность рабочего цикла ионитовых фильтров. При достижении заданного предела обменной емкости ионита проводят процесс его восстановления (ионный обмен, проводимый в обратном порядке) [1-4].

На рисунке 7.10 представлена схема установки для умягчения воды с последовательным применением H-катионирования и ОН-анионирования. При прохождении воды через катионит она освобождается от ионов кальция и магния в H-катионитовом фильтре 1, а затем в анионитовом фильтре 2 из нее удаляются анионы. Далее вода проходит через дегазатор 3, где она освобождается от кислорода и диоксида углерода, и далее через сборник 4 к потребителю. Для регенерации в фильтр 1 подается раствор серной кислоты, в фильтр 2 – раствор гидроксида натрия [1-4].



1 – катионитовый фильтр; 2 – анионитовый фильтр;
3 – дегазатор; 4 – сборник воды

Рисунок 7.10 – Схема установки для умягчения воды

Важная часть комплексного технологического процесса водоподготовки – удаление из воды растворенных газов. Наличие газов в воде объясняется как их сорбцией и протеканием химических реакций в процессе образования примесей в природной воде, так и появлением их в процессе различных стадий очистки. Эти газы можно разделить на химически не взаимодействующие (H_2 , O_2 , CH_4) и химически взаимодействующие с водой и ее примесями (NH_3 , CO_2 , Cl_2), а также на коррозионно-активные (O_2 , CO_2 , NH_3 , Cl_2 , H_2S) и инертные (N_2 , H_2 , CH_4). Концентрация газов в воде зависит от многих факторов; основные из них – физическая природа газа, степень насыщения, давление в системе и температура воды [1-4].

Основной способ удаления из воды растворенных газов – десорбция (термическая деаэрация). Принцип ее заключается в создании контакта воды с паром, в котором парциальное давление газа, удаляемого из воды, близко к нулю, что является необходимым условием процесса десорбции. Этот процесс осуществляется в основном в деаэраторах (вакуумных, атмосферных, постоянного давления), которые по способу распределения воды и пара разделяют на струйные, пленочные и барботажные. Интервал рабочего давления в вакуумных деаэраторах составляет от 0,0075 до 0,05 мПа [1-4].

В ряде случаев используют химические методы. Так, для удаления кислорода в воду добавляют сильные восстановители (например, сульфит натрия); для удаления H_2S воду хлорируют [1-4].

Для получения дистиллята, необходимого для производства химически чистых реактивов, лекарственных препаратов, проведения различных анализов, в лабораторной практике применяется термическое обессоливание воды. Этот процесс осуществляется в испарителях кипящего типа. При этом дистиллят производят в основном из воды,

предварительно умягченной на ионитовых фильтрах [1-4].

Наличие в воде болезнетворных микроорганизмов и вирусов делает ее непригодной для хозяйственно-питьевых нужд, а присутствие в воде некоторых видов микроорганизмов (например, нитчатых, зооглейных, сульфатовосстанавливающих бактерий, железобактерий) вызывает биологическое обрастание, а иногда разрушение трубопроводов и оборудования. Обеззараживание воды осуществляют, как правило, путем хлорирования ее жидким или газообразным Cl_2 , гипохлоритами – NaClO , $\text{Ca}(\text{ClO})_2$, ClO_2 . Для обеззараживания воды применяют также озон и ультрафиолетовое облучение [1-4].

Затраты на водоснабжение и канализацию составляют от 5 до 15 % от стоимости химического предприятия [1-4].

Воздух в химической промышленности используют, в основном, как сырье или как реагент в технологических процессах, а также для энергетических целей (в качестве окислителя для получения тепловой энергии при сжигании различных топлив) [1-4].

Воздух, применяемый в качестве реагента, подвергается в зависимости от характера производства специальной очистке от пыли, влаги и контактных ядов. Он также используется как теплоноситель и хладагент в технологических процессах. Сжатый воздух широко применяется в различных барботажных смесителях для перемешивания жидкостей и пульп, в форсунках – для распыления жидкостей в реакторах и топках [1-4].

Чистый кислород, выделяемый ректификацией жидкого воздуха, обычно применяют для кислородной плавки металлов, в доменном процессе и т.д. [1-4]

7.1.3 Энергетическая база химической промышленности

Химическая промышленность является одним из крупнейших потребителей топлива и электроэнергии: она широко использует тепловую, электрическую и механическую энергию [1-4].

Тепловые процессы расходуют теплоту различных температурных потенциалов. По видам тепловой энергии они подразделяются на высоко-, средне- и низкотемпературные и криогенные процессы [1-4].

Высокотемпературные процессы (протекающие при температурах выше 773 К) используют главным образом для изменения физико-химических свойств сырья или полуфабрикатов посредством их обжига, а также для интенсификации химических реакций. Эту энергию получают за счет сжигания различных видов топлива (угля и продуктов его переработки – кокса, доменного и коксового газа, жидкого топлива и природного газа) непосредственно в технологических устройствах [1-

4].

Среднетемпературные (при температурах от 423 до 773 К) и низкотемпературные (при температурах от 373 до 423 К) процессы используют тогда, когда необходимы физико-химические изменения свойств обрабатываемых материалов, для осуществления которых требуются повышенные температуры и давления. Это термический пиролиз и крекинг, выпарка, дистилляция, конверсия, сушка и обогрев в химической, нефтеперерабатывающей промышленности и ряде других отраслей; очистка и сортировка обрабатываемых материалов (мокрое обогащение железных руд, промывка материалов в химической целлюлозно-бумажной, легкой промышленности и т.п.). Низкопотенциальную энергию используют также для создания комфортных условий труда и быта в помещениях производственного и непроизводственного назначения, для бытового и коммунального горячего водоснабжения, отопления, вентиляции, кондиционирования воздуха [1-4].

Основными энергоносителями, обеспечивающими тепловой энергией средне- и низкотемпературные процессы, являются пар и горячая вода [1-4].

Электрическая энергия применяется для проведения электрохимических (электролиз растворов и расплавов) и электротермических (нагревание, плавление, возгонка, синтезы при высоких температурах и др.) процессов. В химической промышленности применяют также процессы, связанные с электромагнитными (в дуговых и индукционных печах, отделение магнитопроницаемых веществ от непроницаемых и т.п.) и электростатическими явлениями (электроосаждение пылей и туманов, электрокрекинг и др.). Электронно-ионные и фотоэлектрические явления применяют для контроля процессов, телеуправления ими, сигнализации. Электрическая энергия используется также для освещения и получения механической энергии [1-4].

Механическая энергия необходима главным образом для физических операций: дробления, измельчения, смешения, центрифугирования, работы насосов, компрессоров и вентиляторов, а также для различных вспомогательных операций (транспортировки грузов и т.п.) [1-4].

7.2 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Что такое химико-технологическая система (ХТС)?
2. В чем суть системного анализа при изучении и разработке ХТС? Сформулируйте понятие системы, раскройте ее структуру. Наличие каких признаков позволяет рассматривать химическое производство как сложную систему?

3. Какую роль выполняет анализ ХТС в общей задаче разработки химических производств? Как формулируется задача анализа ХТС, как анализ связан с другими этапами создания ХТС?

4. Охарактеризуйте роль и задачи синтеза в разработке химических производств, связь его с другими этапами разработки ХТС. Назовите наиболее распространенные в химической технологии методы синтеза ХТС.

5. Как изображаются структурная и операторная схемы ХТС?

6. Какие типы технологических связей существуют между элементами ХТС?

7. Какой эффект дает последовательное соединение реакторов вытеснения; реакторов смешения? В каких случаях в химических производствах целесообразно применять последовательное соединение аппаратов?

8. Что дает параллельное соединение реакторов вытеснения; смешения? Когда его применяют?

9. В каких случаях целесообразно в химических производствах использовать схемы с рециклом? Какой эффект дает применение рециклов?

10. Какая связь существует между степенью рециркуляции и коэффициентом рециркуляции?

11. В каких случаях в химической технологии целесообразно применение схем с байпасами?

12. В чем состоит суть проблем, возникающих при разработке и эксплуатации агрегатов большой единичной мощности?

13. По каким признакам классифицируют сырье химической промышленности?

14. Что такое вторичные материальные ресурсы?

15. С какой целью проводится комплексная переработка сырья?

16. Что такое обогащение сырья и зачем его применяют?

17. Для каких целей используется в химической технологии вода и воздух?

18. По каким показателям определяют качество воды?

19. Составьте схему очистки природной воды.

20. Какова роль топлива и энергии в проведении технологических процессов?

21. Что такое вторичные энергетические ресурсы? Как их классифицируют по виду энергии? Какова роль вторичных энергетических ресурсов в экономии топлива и энергии?

22. В чем состоит сущность энерготехнологии?

23. Приведите примеры использования в энерготехнологических схемах теплоты химических реакций.

7.3 Тестовые задания

7.3.1 Система – это...

а) объект, взаимодействующий с внешней средой и обладающий сложным внутренним строением, большим числом составных частей и элементов (аппаратов), взаимосвязанных технологическими потоками (связями) и действующих как единое целое;

б) самостоятельная и условно неделимая единица. В химической технологии это чаще всего аппарат, в котором протекает какой-либо типовой процесс (химический, диффузионный, тепловой и т.п.);

в) группа элементов (аппаратов), обладающая определенной целостностью и целесообразностью;

г) характер и порядок соединения отдельных аппаратов в технологической схеме.

7.3.2 Технологическая топология – это...

а) объект, взаимодействующий с внешней средой и обладающий сложным внутренним строением, большим числом составных частей и элементов (аппаратов), взаимосвязанных технологическими потоками (связями) и действующих как единое целое;

б) самостоятельная и условно неделимая единица. В химической технологии это чаще всего аппарат, в котором протекает какой-либо типовой процесс (химический, диффузионный, тепловой и т.п.);

в) группа элементов (аппаратов), обладающая определенной целостностью и целесообразностью;

г) характер и порядок соединения отдельных аппаратов в технологической схеме.

7.3.3 Элемент – это...

а) объект, взаимодействующий с внешней средой и обладающий сложным внутренним строением, большим числом составных частей и элементов (аппаратов), взаимосвязанных технологическими потоками (связями) и действующих как единое целое;

б) самостоятельная и условно неделимая единица. В химической технологии это чаще всего аппарат, в котором протекает какой-либо типовой процесс (химический, диффузионный, тепловой и т.п.);

в) группа элементов (аппаратов), обладающая определенной целостностью и целесообразностью;

г) характер и порядок соединения отдельных аппаратов в технологической схеме.

7.3.4 Подсистема – это...

а) объект, взаимодействующий с внешней средой и обладающий сложным внутренним строением, большим числом составных частей и элементов (аппаратов), взаимосвязанных технологическими потоками (связями) и действующих как единое целое;

б) самостоятельная и условно неделимая единица. В химической технологии это чаще всего аппарат, в котором протекает какой-либо типовой процесс (химический, диффузионный, тепловой и т.п.);

в) группа элементов (аппаратов), обладающая определенной целостностью и целесообразностью;

г) характер и порядок соединения отдельных аппаратов в технологической схеме.

7.3.5 Задача синтеза ХТС заключается...

а) в расчете полной математической модели ХТС на основе математических моделей отдельных элементов и технологической топологии с целью определения параметров выходных технологических потоков при заданных технологических условиях и параметрах входных потоков;

б) в создании ХТС, работающей с высокой эффективностью;

в) в нахождении экстремального значения выбранного критерия эффективности функционирования ХТС.

7.3.6 Задача анализа ХТС заключается...

а) в расчете полной математической модели ХТС на основе математических моделей отдельных элементов и технологической топологии с целью определения параметров выходных технологических потоков при заданных технологических условиях и параметрах входных потоков;

б) в создании ХТС, работающей с высокой эффективностью;

в) в нахождении экстремального значения выбранного критерия эффективности функционирования ХТС.

7.3.7 Задача оптимизации ХТС заключается...

а) в расчете полной математической модели ХТС на основе математических моделей отдельных элементов и технологической топологии с целью определения параметров выходных технологических потоков при заданных технологических условиях и параметрах входных потоков;

б) в создании ХТС, работающей с высокой эффективностью;

в) в нахождении экстремального значения выбранного критерия эффективности функционирования ХТС.

7.3.8 Функциональная схема дает...

а) общее представление о процессе функционирования ХТС. На схеме выделяются основные узлы (подсистемы), выполняющие определенную технологическую операцию, показаны технологические связи между ними;

б) изображение всех элементов ХТС в виде блоков, имеющих несколько входов и выходов, показывает технологические связи между блоками;

в) наглядность представления о физико-химической сущности технологических процессов системы;

г) изображение каждого элемента процесса в виде условного стандартного общепринятого изображения, технологические связи показаны направленными линиями со стрелками.

7.3.9 Операторная схема дает...

а) общее представление о процессе функционирования ХТС. На схеме выделяются основные узлы (подсистемы), выполняющие определенную технологическую операцию, показаны технологические связи между ними;

б) изображение всех элементов ХТС в виде блоков, имеющих несколько входов и выходов, показывает технологические связи между блоками;

в) наглядность представления о физико-химической сущности технологических процессов системы;

г) изображение каждого элемента процесса в виде условного стандартного общепринятого изображения, технологические связи показаны направленными линиями со стрелками.

7.3.10 Структурная схема дает...

а) общее представление о процессе функционирования ХТС. На схеме выделяются основные узлы (подсистемы), выполняющие определенную технологическую операцию, показаны технологические связи между ними;

б) изображение всех элементов ХТС в виде блоков, имеющих несколько входов и выходов, показывает технологические связи между блоками;

в) наглядность представления о физико-химической сущности технологических процессов системы;

г) изображение каждого элемента процесса в виде условного стандартного общепринятого изображения, технологические связи показаны направленными линиями со стрелками.

7.3.11 Технологическая схема дает...

а) общее представление о процессе функционирования ХТС. На схеме выделяются основные узлы (подсистемы), выполняющие определенную технологическую операцию, показаны технологические связи между ними;

б) изображение всех элементов ХТС в виде блоков, имеющих несколько входов и выходов, показывает технологические связи между блоками;

в) наглядность представления о физико-химической сущности технологических процессов системы;

г) изображение каждого элемента процесса в виде условного стандартного общепринятого изображения, технологические связи показаны направленными линиями со стрелками.

7.3.12 По функциональной схеме...

а) можно определить, какие операции совершаются в производстве и в какой последовательности;

б) можно определить направление движения материальных и энергетических потоков ХТС;

в) можно судить о качественном или количественном преобразовании физических параметров входных материальных и энергетических потоков;

г) можно судить о типах и способе соединения элементов (аппаратов и машин), о последовательности отдельных технологических процессов.

7.3.13 По структурной схеме...

а) можно определить, какие операции совершаются в производстве и в какой последовательности;

б) можно определить направление движения материальных и энергетических потоков ХТС;

в) можно судить о качественном или количественном преобразовании физических параметров входных материальных и энергетических потоков;

г) можно судить о типах и способе соединения элементов (аппаратов и машин), о последовательности отдельных технологических процессов.

7.3.14 По технологической схеме...

а) можно определить, какие операции совершаются в производстве и в какой последовательности;

б) можно определить направление движения материальных и энергетических потоков ХТС;

в) можно судить о качественном или количественном преобразовании физических параметров входных материальных и энергетических потоков;

г) можно судить о типах и способе соединения элементов (аппаратов и машин), о последовательности отдельных технологических процессов.

7.3.15 По операторной схеме...

а) можно определить, какие операции совершаются в производстве и в какой последовательности;

б) можно определить направление движения материальных и энергетических потоков ХТС;

в) можно судить о качественном или количественном преобразовании физических параметров входных материальных и энергетических потоков;

г) можно судить о типах и способе соединения элементов (аппаратов и машин), о последовательности отдельных технологических процессов.

7.3.16 При последовательном соединении...

а) весь технологический поток, выходящий из предыдущего аппарата, поступает полностью в последующий элемент; при этом через каждый элемент схемы поток проходит лишь один раз;

б) технологический поток сырья разделяется на несколько более мелких потоков, поступающих в различные элементы системы. Выходящие потоки могут объединяться в один поток, а могут выходить из системы раздельно. Через каждый аппарат реакционная смесь проходит один раз;

в) технологический поток делится на части. Одна часть общего технологического потока проходит через ряд последовательно соединенных аппаратов, другая обходит один или несколько аппаратов и затем соединяется с основной частью потока;

г) имеется хотя бы один обратный технологический поток в системе последовательно соединенных элементов процесса.

7.3.17 При байпасном соединении...

а) весь технологический поток, выходящий из предыдущего аппарата, поступает полностью в последующий элемент; при этом через каждый элемент схемы поток проходит лишь один раз;

б) технологический поток сырья разделяется на несколько более мелких потоков, поступающих в различные элементы системы. Выходящие потоки могут объединяться в один поток, а могут выхо-

дуть из системы раздельно. Через каждый аппарат реакционная смесь проходит один раз;

в) технологический поток делится на части. Одна часть общего технологического потока проходит через ряд последовательно соединенных аппаратов, другая обходит один или несколько аппаратов и затем соединяется с основной частью потока;

г) имеется хотя бы один обратный технологический поток в системе последовательно соединенных элементов процесса.

7.3.18 При параллельном соединении элементов процесса...

а) весь технологический поток, выходящий из предыдущего аппарата, поступает полностью в последующий элемент; при этом через каждый элемент схемы поток проходит лишь один раз;

б) технологический поток сырья разделяется на несколько более мелких потоков, поступающих в различные элементы системы. Выходящие потоки могут объединяться в один поток, а могут выходить из системы раздельно. Через каждый аппарат реакционная смесь проходит один раз;

в) технологический поток делится на части. Одна часть общего технологического потока проходит через ряд последовательно соединенных аппаратов, другая обходит один или несколько аппаратов и затем соединяется с основной частью потока;

г) имеется хотя бы один обратный технологический поток в системе последовательно соединенных элементов процесса.

7.3.19 При рециркуляционном включении...

а) весь технологический поток, выходящий из предыдущего аппарата, поступает полностью в последующий элемент; при этом через каждый элемент схемы поток проходит лишь один раз;

б) технологический поток сырья разделяется на несколько более мелких потоков, поступающих в различные элементы системы. Выходящие потоки могут объединяться в один поток, а могут выходить из системы раздельно. Через каждый аппарат реакционная смесь проходит один раз;

в) технологический поток делится на части. Одна часть общего технологического потока проходит через ряд последовательно соединенных

аппаратов, другая обходит один или несколько аппаратов и затем соединяется с основной частью потока;

г) имеется хотя бы один обратный технологический поток в системе последовательно соединенных элементов процесса.

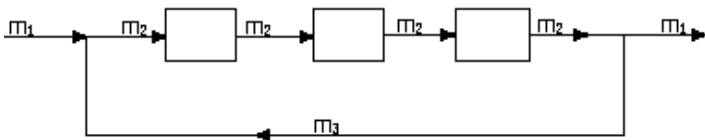


Рисунок 7.11 – Рециркуляционное включение аппаратов

7.3.20 На рисунке 7.11 отношение

$$R = \frac{\text{побочный поток}}{\text{главный поток}} = \frac{m_3}{m_2} \text{ называется...}$$

- а) степенью рециркуляции;
- б) коэффициентом рециркуляции.

7.3.21 На рисунке 7.11 отношение $r = \frac{\text{главный поток}}{\text{прямой поток}} = \frac{m_2}{m_1}$

называется...

- а) степенью рециркуляции;
- б) коэффициентом рециркуляции.

7.3.22 R в уравнении $R = 1 - \frac{1}{r}$ – это...

- а) степень рециркуляции;
- б) коэффициент рециркуляции.

7.3.23 r в уравнении $r = \frac{1}{1 - R}$ – это...

- а) степень рециркуляции;
- б) коэффициент рециркуляции.

7.3.24 Рассеивание (грохочение) основано...

а) на том, что минералы, входящие в состав сырья, имеют различную прочность, поэтому при дроблении менее прочные (хрупкие) минералы дробятся на более мелкие зёрна, чем прочные (вязкие) материалы. После измельчения такое сырьё просеивают через сита с отверстиями различного размера и получают фракции, обогащенные тем или иным материалом;

б) на различии скоростей осаждения (падения) частиц в жидкости или газе в зависимости от плотности или крупности этих частиц;

в) на различной смачиваемости зёрен отдельных минералов водой;

г) на отделении магнитно-восприимчивых материалов от немагнитных.

7.3.25 Гравитационное разделение основано...

а) на том, что минералы, входящие в состав сырья, имеют различную прочность, поэтому при дроблении менее прочные (хрупкие) минералы дробятся на более мелкие зёрна, чем прочные (вязкие) материалы. После измельчения такое сырьё просеивают через сита с отверстиями различного размера и получают фракции, обогащенные тем или иным материалом;

б) на различии скоростей осаждения (падения) частиц в жидкости или газе в зависимости от плотности или крупности этих частиц;

в) на различной смачиваемости зёрен отдельных минералов водой;

г) на отделении магнитно-восприимчивых материалов от немагнитных.

7.3.26 Флотационный метод обогащения основан...

а) на том, что минералы, входящие в состав сырья, имеют различную прочность, поэтому при дроблении менее прочные (хрупкие) минералы дробятся на более мелкие зёрна, чем прочные (вязкие) материалы. После измельчения такое сырьё просеивают через сита с отверстиями различного размера и получают фракции, обогащенные тем или иным материалом;

б) на различии скоростей осаждения (падения) частиц в жидкости или газе в зависимости от плотности или крупности этих частиц;

в) на различной смачиваемости зёрен отдельных минералов водой;

г) на отделении магнитно-восприимчивых материалов от немагнитных.

7.3.27 Магнитная сепарация основана...

а) на том, что минералы, входящие в состав сырья, имеют различную прочность, поэтому при дроблении менее прочные (хрупкие) минералы дробятся на более мелкие зёрна, чем прочные (вязкие) материалы. После измельчения такое сырьё просеивают через сита с отверстиями различного размера и получают фракции, обогащенные тем или иным материалом;

б) на различии скоростей осаждения (падения) частиц в жидкости или газе в зависимости от плотности или крупности этих частиц;

в) на различной смачиваемости зёрен отдельных минералов водой;

г) на отделении магнитно-восприимчивых материалов от немагнитных.

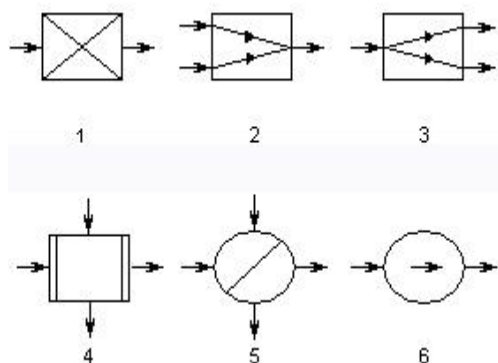


Рисунок 7.12 – Технологические операторы

7.3.28 На рисунке 7.12 укажите оператор химического превращения:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

7.3.29 На рисунке 7.12 укажите оператор смешения:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

7.3.30 На рисунке 5.2 укажите оператор разделения:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

7.3.31 На рисунке 7.12 укажите оператор межфазного массообмена:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

7.3.32 На рисунке 7.12 укажите оператор нагревания или охлаждения:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

7.3.33 На рисунке 7.12 укажите оператор сжатия или расширения газа:

- а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

7.3.34 На рисунке 7.12 укажите оператор изменения агрегатного состояния:

а) 1; б) 2; в) 3; г) 4; д) 5; е) 6; ж) 7.

8 ЭНЕРГИЯ В ХИМИЧЕСКОМ ПРОИЗВОДСТВЕ

Энергия является необходимым компонентом любых технологических процессов. Кроме того, что энергия обеспечивает условия прохождения процессов, в ряде случаев она является одним из компонентов, например, в процессе гальванизации [1-4].

В технологических процессах используются различные виды энергии. Наиболее широко применяется электрическая энергия, которая используется для получения механической энергии, необходимой для приводов машин и механизмов, осуществления физических и химических процессов, преобразования в световую и тепловую энергию [1-4].

Ископаемые топлива: нефть, природный газ [1-4].

Ядерная энергия: запасы урана, реактор-размножитель, безопасность ядерных реакторов, энергия термоядерного синтеза [1-4].

Альтернативные источники энергии: солнечная энергия, геотермальная энергия, гидроэнергия, приливная энергетика, ветроэнергетика, твердые отходы и биомасса, топливные элементы [1-4].

Возобновляемые источники энергии (ВИЭ) - в современной мировой практике к ВИЭ относят: гидро, солнечную, ветровую, геотермальную, гидравлическую энергии, энергию морских течений, волн, приливов, температурного градиента морской воды, разности температур между воздушной массой и океаном, тепла Земли, биомассу животного, растительного и бытового происхождения [1-4].

Не возобновляемые источники энергии – это нефть, природный газ, торф и уголь (горючие ископаемые), а также урановые руды (ядерное топливо) [1-4].

Вторичные энергетические ресурсы – это энергия, получаемая в ходе любого технологического процесса в результате недоиспользования первичной энергии или в виде побочного продукта основного производства и не применяемая в этом технологическом процессе [1-4].

Различают ВЭР: горючие, тепловые и избыточного давления.

Горючие ВЭР – это горючие газы и отходы одного производства, которые могут быть применены непосредственно в виде топлива в других производствах. Это доменный газ – металлургия; щепы, опилки, стружка – деревообрабатывающая промышленность; твердые, жидкие, промышленные отходы в химической и нефтегазоперерабатывающей промышленности и т.д. [1-4]

ВЭР избыточного давления – это потенциальная энергия покидающих установку газов, воды, пара с повышенным давлением, кото-

рая может быть еще использована перед выбросом в атмосферу. Основное направление таких ВЭР – получение электрической или механической энергии [1-4].

Тепловые ВЭР – это физическая теплота отходящих газов, основной и побочной продукции производства; теплота золы и шлаков; теплота горячей воды и пара, отработанных в технологических установках; теплота рабочих тел систем охлаждения технологических установок. Тепловые ВЭР могут использоваться как непосредственно в виде теплоты, так и для раздельной или комбинированной выработки теплоты, холода, электроэнергии в утилизационных установках [1-4].

Необходимость использования ВЭР объясняется тем, что коэффициент полезного использования (КПИ) энергоресурсов в РФ и странах СНГ – главный показатель эффективности производства – не достигает 40%, что свидетельствует о существовании больших ресурсов экономики. Утилизация ВЭР позволяет получить большую экономию топлива и существенно снизить капитальные затраты на создание соответствующих энергосберегающих установок [1-4].

На современных нефтеперерабатывающих заводах в процессе тепловой переработки затрачивается до 12% нефти, теплота, от сжигания которой рассеивается в атмосфере, т.е. теряется безвозвратно. Велики тепловые потери и на газокompрессорных станциях магистральных газопроводов. Большие количества топлива потребляет и химическая промышленность, а также производство строительных материалов: цемента, керамики, кирпича, стекла, железобетонных изделий и т.п.; потери теплоты в них достигают 40 – 50% [1-4].

Побочные продукты образуются в процессе переработки сырья наряду с основными продуктами производства, но не являются целью производственного процесса. Однако побочные продукты, как правило, могут быть использованы в качестве готовой продукции. Они в большинстве случаев бывают товарными, на них имеются государственные стандарты, технические условия и утвержденные цены, их производство планируется. Те побочные продукты, которые получаются при добыче или обогащении основного сырья, принято называть попутными продуктами (например, попутный газ). Побочные и попутные продукты данного процесса, как правило, являются целевыми продуктами для другого производства [1-4].

Вторичные материальные ресурсы полностью или частично заменяют первичные сырье и материалы в производстве необходимой народному хозяйству продукции. Химическая промышленность, таким образом, выступает не только как потребитель природных ресурсов, но и как отрасль, сберегающая природное сырье [1-4].

Большим резервом экономии энергоресурсов является использование вторичных энергоресурсов (ВЭР) для получения холода в абсорбционных холодильных установках (АХУ), которые используют низкопотенциальную тепловую энергию от различных источников теплоты. Особенно экономичны эти машины в тех случаях, когда в производстве имеется в избытке пар или теплота другого источника температурой около 120—140°С. Абсорбционные холодильные машины расходуют весьма небольшое количество механической энергии, просты по устройству и в эксплуатации. В настоящее время искусственный холод производят большей частью компрессионным способом или на открытых градирнях, хотя для условий спиртовой промышленности весьма выгоден абсорбционный способ, поскольку имеется возможность использовать потенциал вторичных энергоресурсов. В абсорбционных холодильных установках холод получается за счет кипения аммиака в испарителе при низкой температуре, пары которого из испарителя непрерывно засасываются в абсорбер, где поглощаются слабым водноаммиачным раствором, поступающим из кипятильника. Процесс абсорбции происходит при постоянном давлении p_0 , немного меньшим давления в испарителе. Этот процесс сопровождается выделением теплоты Q_a , которая отводится из абсорбера охлаждающей водой. Образовавшийся в абсорбере крепкий раствор подается насосом в кипятильник. В кипятильнике водно-аммиачный раствор выпаривается при постоянном давлении, немного большем, чем давление в конденсаторе. Для этого расходуется теплота Q_a греющего водяного пара. В результате кипячения раствора выделяются пары аммиака, которые поступают в конденсатор и в нем сжижаются под воздействием воды, отводящей теплоту конденсации. Образовавшийся слабый раствор поступает к вентилю, дросселируется, испаряется в испарителе и при пониженном давлении возвращается в абсорбер. В абсорбционных холодильных установках аммиак непрерывно циркулирует между основными элементами (конденсатор, регулирующий вентиль, испаритель) и системой абсорбера — кипятильник. Одновременно между абсорбером, насосом, кипятильником и регулирующим вентилем циркулирует водно-аммиачный раствор. Тепловой коэффициент абсорбционных холодильных машин несколько ниже холодильного коэффициента паровых компрессионных машин, однако преимущество абсорбционных холодильных установок в том, что для ее работы можно использовать дешевые источники теплоты, а также в отсутствии трущихся частей [1-4].

Количество энергии, которое необходимо подвести на разных стадиях химико-технологического процесса, определено его режимом.

Затраты энергии можно уменьшить путем регенерации энергии между стадиями процесса и использования потенциала потоков в самом процессе. Но компенсировать полностью затраты энергии не всегда удастся по нескольким причинам [1-4].

Химико-технологическая система, включающая энергетический узел, потребляющий топливо и вырабатывающий энергию для компенсации необратимых потерь с целью поддержания технологического режима и обеспечения функционирования ХТС, называется энерготехнологической системой [1-4].

Энерготехнологическая схема в производстве аммиака. Для сжатия и циркуляции азотоводородной смеси на стадии синтеза используют мощные турбокомпрессоры, требующие скоростного привода (паровая турбина). Пар высоких параметров обычно получают на ТЭЦ, и производство аммиака становится сильно зависимым от нее. Избежать этого можно в энерготехнологической системе. Дымовые газы после трубчатой печи конверсии метана имеют температуру более 950 °С, и их можно использовать для выработки пара высоких параметров, но их не хватает для привода паровой турбины. Недостаток энергии восполняют сжиганием дополнительного топлива в дымовом газоходе после трубчатой печи, т.е. установкой энергетического узла как элемента технологической схемы. Используют также тепло технологического газа после второй, паровоздушной конверсии метана. Тепла технологического газа, дымовых газов и дополнительной горелки как энергетического узла достаточно, чтобы отказаться от потребления энергии извне. Таким образом, производство аммиака стало автономным по энергии [1-4].

К основным направлениям рационального использования сырьевых и топливно-энергетических ресурсов можно отнести:

- улучшение структуры топливного и топливно-энергетического баланса;
- более тщательную и качественную подготовку сырья к его непосредственному использованию на промышленных предприятиях;
- правильную организацию транспортировки и хранения сырья и топлива - недопущение потерь и снижения качества;
- комплексное использование сырья;
- химизацию производства;
- использование отходов производства;
- вторичное использование сырья и др. [1-4]

8.1 Вопросы для повторения и самостоятельной проработки

1. Какова роль топлива и энергии в проведении технологических процессов?
2. Каковы основные виды энергетических ресурсов? Какие из них являются наиболее перспективными?
3. Перечислите возобновляемые и невозобновляемые энергетические ресурсы.
4. Что такое вторичные энергетические ресурсы? Как их классифицируют по виду энергии? Какова роль вторичных энергетических ресурсов в экономике топлива и энергии?
5. Какие способы применяют для эффективного использования вторичных энергетических ресурсов, в том числе и для получения холода?
6. В чем состоит сущность энерготехнологии?
7. Приведите примеры использования в энерготехнологических схемах теплоты химических реакций.
8. Сформулируйте основные направления повышения эффективности использования сырьевых и топливно–энергетических ресурсов.

8.2 Тестовые задания

8.2.1 Коэффициент использования энергии определяется по уравнению $\eta_{\Sigma} = \frac{W_T}{W_{пр}}$, где W_T – это...

- а) количество энергии, затрачиваемое теоретически на получение продукта;
- б) количество энергии, затрачиваемое практически на получение продукции;
- в) количество тепла, затрачиваемое теоретически на осуществление химической реакции;
- г) количество тепла, затрачиваемое практически на осуществление химической реакции.

8.2.2 Коэффициент использования энергии определяется по уравнению $\eta_{\Sigma} = \frac{W_T}{W_{пр}}$, где $W_{пр}$ – это...

- а) количество энергии, затрачиваемое теоретически на получение продукта;
- б) количество энергии, затрачиваемое практически на получение продукции;

в) количество тепла, затрачиваемое теоретически на осуществление химической реакции;

г) количество тепла, затрачиваемое практически на осуществление химической реакции.

8.2.3 Тепловой коэффициент полезного действия определяется по уравнению $\eta_T = \frac{Q_T}{Q_{пр}}$, где Q_T – это...

а) количество энергии, затрачиваемое теоретически на получение продукта;

б) количество энергии, затрачиваемое практически на получение продукции;

в) количество тепла, затрачиваемое теоретически на осуществление химической реакции;

г) количество тепла, затрачиваемое практически на осуществление химической реакции.

8.2.4 Тепловой коэффициент полезного действия определяется по уравнению $\eta_T = \frac{Q_T}{Q_{пр}}$, где $Q_{пр}$ – это...

а) количество энергии, затрачиваемое теоретически на получение продукта;

б) количество энергии, затрачиваемое практически на получение продукции;

в) количество тепла, затрачиваемое теоретически на осуществление химической реакции;

г) количество тепла, затрачиваемое практически на осуществление химической реакции.

8.2.5 Тепловая энергия высокого потенциала имеет значение

а) больше 630 К; б) от 373 до 623 К; в) от 323 до 423 К.

8.2.6 Тепловая энергия среднего потенциала имеет значение...

а) больше 630 К; б) от 373 до 623 К; в) от 323 до 423 К.

8.2.7 Тепловая энергия низкого потенциала имеет значение...

а) больше 630 К; б) от 373 до 623 К; в) от 323 до 423 К.

8.2.8 1 на рисунке 6.1 – это...

а) реактор;

б) электродвигатель;

в) турбина;

г) насос.

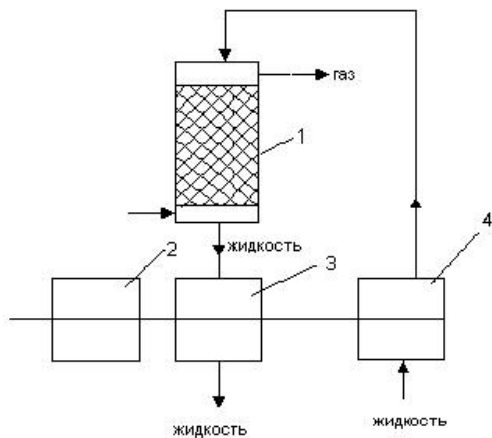


Рисунок 8.1 – Утилизация энергии сжатых газов в системах, работающих при высоком давлении

8.2.9 2 на рисунке 8.1 – это...

- а) реактор;
- б) электродвигатель;
- в) турбина;
- г) насос.

8.2.10 3 на рисунке 8.1 – это...

- а) реактор;
- б) электродвигатель;
- в) турбина;
- г) насос.

8.2.11 4 на рисунке 8.1 – это...

- а) реактор;
- б) электродвигатель;
- в) турбина;
- г) насос.

8.2.12 Повышение активности катализатора...

- а) увеличивает энергозатраты;
- б) уменьшает энергозатраты;
- в) не сказывается на энергозатратах;

8.2.13 Повышение стабильности катализатора...

- а) увеличивает эксплуатационные расходы;
- б) уменьшает эксплуатационные расходы;
- в) не сказывается на эксплуатационных расходах.

8.2.14 Вторичные энергетические ресурсы (ВЭР) – это...

а) энергия, которая может быть при использовании энергетического потенциала конечных и промежуточных продуктов, в химико-технологической системе;

б) энергоресурсы, запасы которых по мере их добычи из земной коры необратимо уменьшаются;

в) топливо, при сжигании которого образуются топочные газы.

8.2.15 Невозобновляемые источники энергии – это...

а) энергия, которая может быть при использовании энергетического потенциала конечных и промежуточных продуктов, в химико-технологической системе;

б) энергоресурсы, запасы которых по мере их добычи из земной коры необратимо уменьшаются;

в) топливо, при сжигании которого образуются топочные газы;

8.2.16 Горючие вторичные энергетические ресурсы – это...

а) химическая энергия отходов технологических процессов химической и термохимической переработки углеродистого или углеводородного сырья, рабочих горючих газов печей, не используемых для дальнейшей технологической переработки древесных отходов и т.п.;

б) физическая теплота отходящих газов технологических агрегатов, основной, побочной, промежуточной продукции и отходов основного производства, рабочих тел систем принудительного охлаждения технологических агрегатов и установок, горячей воды и пара, отработанных в технологических и силовых установках;

в) потенциальная энергия газов и жидкостей, выходящих из технологических агрегатов с избыточным давлением.

8.2.17 Тепловые вторичные энергетические ресурсы – это...

а) химическая энергия отходов технологических процессов химической и термохимической переработки углеродистого или углеводородного сырья, рабочих горючих газов печей, не используемых для дальнейшей технологической переработки древесных отходов и т.п.;

б) физическая теплота отходящих газов технологических агрегатов, основной, побочной, промежуточной продукции и отходов основного производства, рабочих тел систем принудительного охлаждения технологических агрегатов и установок, горячей воды и пара, отработанных в технологических и силовых установках;

в) потенциальная энергия газов и жидкостей, выходящих из технологических агрегатов с избыточным давлением.

8.2.18 Вторичные энергетические ресурсы избыточного давления – это...

а) химическая энергия отходов технологических процессов химической и термохимической переработки углеродистого или углеводородного сырья, рабочих горючих газов печей, не используемых для дальнейшей технологической переработки древесных отходов и т.п.;

б) физическая теплота отходящих газов технологических агрегатов, основной, побочной, промежуточной продукции и отходов основного производства, рабочих тел систем принудительного охлаждения технологических агрегатов и установок, горячей воды и пара, отработанных в технологических и силовых установках;

в) потенциальная энергия газов и жидкостей, выходящих из технологических агрегатов с избыточным давлением.

ТЕМЫ ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ ПРОРАБОТКИ

- 1 Производство аммиака.
- 2 Производство азотной кислоты.
- 3 Производство серной кислоты.
- 4 Производство минеральных удобрений.
- 5 Технология нефти.
- 6 Производство метанола.

ОТВЕТЫ К ТЕСТОВЫМ ЗАДАНИЯМ

1 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7						
1.4	а	б	в	г	г	а	в						

2 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
2.2	а	б	в	г	г	в	а	б	г	в	в	а	б	в	г	д

3 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
3.4	а	б	а	б	в	г	а	б	в	а	а	б	б	а	б

Номер вопроса	16	17	18	19	20										
3.4	а	а	б	в	б										

4 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
4.4	а	б	в	г	а	б	в	в	б	а	а	б	в	а	б

Номер вопроса	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25					
4.4	в	в	а	б	а	в	а	в	а	б					

5 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
5.2	а	в	б	а	г	в	б	в	г	а	в	б	а	в	а

Номер вопроса	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
5.2	б	в	г	д	а	б	в	г	д	е	ж				

6 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
6.9	а	б	в	г	а	б	в	г	а	б	в	а	б	в	г

Номер вопроса	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
6.9	а	б	в	г	б	а	а	а	б	в	а	г	в	б	г

Номер вопроса	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
6.9	а	б	б	а	б	а	б	а	а	а	б	а	б	в	а

Номер вопроса	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
6.9	а	б	б	а	б	а	б	а	а	а	б	а	б	в	а

Номер вопроса	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
6.9	а	а	б	в	а	б	в	а	б	а	б	в	а	б	а

Номер вопроса	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86				
6.9	а	б	а	б	а	а	б	в	а	б	а				

7 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
7.3.	а	г	б	в	б	а	в	а	в	б	г	а	б	г	в

Номер вопроса	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
7.3.	а	в	б	г	а	б	а	б	а	б	в	г	а	г	в

Номер вопроса	31	32	33	34											
7.3.	г	д	е	ж											

8 Ответы к тестовым заданиям

Номер вопроса	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
8.2	а	б	в	г	а	б	в	а	б	в	г	б	б	а	б

Номер вопроса	16	17	18												
8.2	а	б	в												

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кутепов, А.М. Общая химическая технология / А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Боренгартен. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1990. – 519 с., ил.
2. Общая химическая технология: учебник для студентов химико-технологических специальностей вузов / под ред. проф. И.П. Мухленова. – М.: Высшая школа, 1984. – 263 с., ил.
3. Основы химической технологии: учебник для студентов химико-технологических специальностей / под ред. проф. И.П. Мухленова. – 4-е изд., перераб и доп. – М.: Высшая школа, 1991. – 463 с., ил.
4. Белоусов, А.М. Общая химическая технология: конспект лекций для студентов специальностей 251100, 251200, 070100 / А.М. Белоусов, Г.В. Багров, Г.В. Давиденко. – Барнаул: Изд-во Алт. гос. техн. ун-та, 2001. – 140 с., ил.
5. Расчеты химико-технологических процессов / под ред. проф. И.П. Мухленова. – 2-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 248 с., ил.
6. Леонтьева, А. И. Общая химическая технология : учебное пособие / А. И. Леонтьева, К. В. Брянкин ; Тамбовский государственный технический университет. – Тамбов : Тамбовский государственный технический университет (ТГТУ), 2012. – Часть 1. – 108 с. : ил., табл., схем. – Режим доступа: по подписке. – URL: <https://biblioclub.ru/index.php?page=book&id=277815>
7. Брянкин, К. В. Общая химическая технология : учебное пособие : в 2 частях / К. В. Брянкин, А. И. Леонтьева, В. С. Орехов ; Тамбовский государственный технический университет. – Тамбов : Тамбовский государственный технический университет (ТГТУ), 2012. – Часть 2. – 172 с. : ил., табл., схем. – Режим доступа: по подписке. – URL: <https://biblioclub.ru/index.php?page=book&id=277912>

Учебное пособие

Ленский Максим Александрович
Корабельников Дмитрий Валерьевич
Ожогин Андрей Викторович
Балахнина Анастасия Владимировна
Багров Геннадий Венидиктович

ОБЩАЯ ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ

Учебное пособие по дисциплине
«Общая химическая технология»
для студентов всех направлений и специальностей

Издано в авторской редакции.

Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования «Алтайский государственный
технический университет им. И.И. Ползунова»,
656038, г. Барнаул, пр-т Ленина, 46

[В начало](#)