

Министерство образования Республики Беларусь

Учреждение образования  
«БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ  
УНИВЕРСИТЕТ»

**Кафедра технологии неорганических веществ  
и общей химической технологии**

# **ОБЩАЯ ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ**

**Учебно-методическое пособие**

**для студентов-заочников специальностей**

**1-48 01 01, 1-48 01 02, 1-48 01 05, 1-48 02 01, 1-57 01 01,  
1-57 01 03, 1-36 07 01 специализаций 1-25 01 07 24,  
1-25 01 08 15**

Минск 2003

УДК 66 (076.1)

Рассмотрено и рекомендовано к изданию редакционно-издательским советом университета

Составители : доцент Соколов М.Т.,  
доцент Дормешкин О.Б.,  
профессор Пинаев Г.Ф.,  
ассистент Кордииков В.Д.

Рецензенты : доцент кафедры  
энергосберегающих технологий,  
гидравлики и  
теплотехники, канд. техн. наук  
Фарафонов В.Н.;  
старший преподаватель кафедры химии  
БНТУ, канд. техн. наук Меженцев А.А.

Учебно-методическое пособие включает программу, методические указания и контрольные задания. Представленные в задании вопросы (три теоретических и пять задач) охватывают основную часть курса общей химической технологии для студентов-заочников специальностей 1-48 01 01 «Химическая технология производства и переработки неорганических материалов», 1-48 01 02 «Химическая технология органических веществ, материалов и изделий», 1-48 01 05 «Химическая технология переработки древесины», 1-48 02 01 «Биотехнология», 1-57 01 01 «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов», 1-57 01 03 «Биоэкология», 1-36 07 01 «Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов» специализаций 1-25 01 07 24 «Экономика и управление предприятий химических производств», 1-25 01 08 15 «Учет, анализ и аудит в химической промышленности»

По тематическому плану изданий учебно-методической литературы университета на 2003 год. Поз. 98.

© Учреждение образования  
«Белорусский государственный  
технологический университет», 2003  
© Соколов М.Т., Дормешкин О.Б.,

Пинаев Г.Ф., Кординов В.Д.,  
составление, 2003



## ВВЕДЕНИЕ

Интенсификация и модернизация действующих производств, развитие экологически чистых и безотходных технологий, создание энерго- и материалосберегающих технологических схем требует качественной подготовки инженерных кадров широкого профиля. В этой связи важное место отводится курсу «Общая химическая технология», которым завершается общая химико-технологическая подготовка будущих инженеров.

Главной целью курса «Общая химическая технология» является приобретение знаний основных закономерностей химического производства с учетом использования положений общенаучных (химия, физика, физическая химия, математика) и общеинженерных дисциплин (процессы и аппараты химических производств), овладение умениями применения указанных закономерностей к анализу стадий химико-технологического процесса и создания оптимальных химико-технологических систем, выполнения химико-технологических расчетов и навыками практического использования полученных знаний в своей профессиональной деятельности.

В соответствии с учебными планами курс «Общей химической технологии» студенты заочного факультета изучают в 6 и 7 семестрах. Программа курса включает цикл лекций и лабораторный практикум. Для лучшего усвоения материала предусмотрено выполнение контрольной работы.

Список литературы, необходимый для успешного изучения курса ОХТ и выполнения контрольной работы, приведен в конце данного пособия.

## **1. ТРЕБОВАНИЯ И МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ КОНТРОЛЬНОЙ РАБОТЫ**

Задания на выполнение контрольной работы выдаются преподавателем в период установочной лекции (6 семестр). Студенты заочной формы обучения выполняют и высылают контрольную работу на рецензирование до начала соответствующей экзаменационной сессии.

Каждый вариант контрольной работы включает 5 задач по основным разделам курса. По каждой задаче предусмотрено до 10 видов заданий. Студент решает вариант, соответствующий последней цифре шифра, а номер задания (примера) – соответствующий предпоследней цифре шифра. Так, если номер шифра 480345 – студент решает задачи 5-го варианта, задание (пример) 4.

В целях успешного выполнения контрольной работы, а также текущего контроля хода ее выполнения преподавателями кафедры организованы регулярные консультации. Кроме того, в начале каждой задачи настоящего методического пособия подробно рассматриваются примеры решения данных типов задач.

Контрольная работа оформляется в тетрадях общего формата. Все расчеты должны выполняться в международной системе СИ с подробным их описанием.

## **2. ПРОГРАММА КУРСА «ОБЩАЯ ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ»**

### **Введение**

Цели и задачи курса. Химическая технология как наука о наиболее экономичных и экологически обоснованных методах химической переработки сырья, природных материалов в предметы потребления и средства производства. Основные направления в развитии химической технологии – создание высокоэффективных производств, энерго- и материалосберегающие технологии, защита окружающей среды от промышленных загрязнений, новые эффективные процессы получения химической продукции.

### **2.1. Химико-технологические системы**

*Химическое производство* как система взаимосвязанных потоков, элементов и протекающих в них процессов, основные понятия и определения. Химическое производство, производственные объединения, химико-технологический процесс (ХТП), технологические параметры, технологический режим, сырье, вспомогательные материалы, целевой продукт, отходы и др.

*Химическое производство* как многофункциональная химико-технологическая система (ХТС). Функциональные подсистемы – подготовка сырья, химическое превращение, выделение целевого продукта, утилизация отходов и обезвреживание сточных вод и газообразных выбросов.

*Качественные и количественные оценки* эффективности химического производства. Технологические показатели: степень превращения, выход, селективность, расходные коэффициенты, производительность, мощность. Экономические показатели: себестоимость продукта, приведенные затраты, производительность труда. Эксплуатационные показатели: надежность и безопасность функционирования, управляемость. Социальные показатели: степень механизации и автоматизации, наличие выбросов, отходов, меры по охране окружающей среды.

*Составление и расчет материальных и тепловых балансов ХТС и ее подсистем, отдельных элементов.*

*Эксергетический анализ как метод оценки эффективности использования потенциала сырья и энергии.*

*Общие принципы разработки и создания ХТС.* Основные этапы создания химико-технологических процессов. Классификация моделей ХТС. Функциональная, структурная, операторная, технологическая схемы. Типы технологических связей.

*Сырьевая и энергетическая подсистемы ХТС.* Классификация сырья, запасы сырья и энергии, вторичные материальные и энергетические ресурсы. Рациональное и комплексное использование сырьевых ресурсов. Принципы обогащения сырья. Использование воды и воздуха в промышленности. Промышленная водоподготовка.

## **2.2. Основные закономерности химической технологии**

*Химические процессы (ХП) и их роль в структуре химического производства.* Классификация химических реакций, лежащих в основе химических процессов. Равновесие химических реакций. Расчет равновесия по термодинамическим данным. Равновесная степень превращения и ее связь с константой равновесия. Способы смещения равновесия. Физико-химические закономерности химического превращения – стехиометрические, термодинамические, кинетические. Взаимосвязь типа реакций, условий их проведения и показателей ХП – степени и скорости превращения, выхода продукта, избирательности. Температура, концентрация, давление как основные технологические параметры химического процесса. Влияние температуры, концентрации, давления на степень превращения реагентов для химических процессов, в основе которых лежат простые обратимые, необратимые, экзо-, эндотермические или сложные реакции.

*Скорость химических процессов.* Кинетические уравнения простых, сложных, гомогенных и гетерогенных реакций. Константа и коэффициент скорости, порядок реакции. Способы изменения скорости реакций (влияние концентрации, температуры, давления, поверхности раздела фаз).

*Термодинамические и кинетические закономерности* как основа выбора оптимального технологического режима. Понятие



оптимального технологического режима. Оптимальный температурный режим и способы его осуществления в реакторах для эндо- и экзотермических, обратимых и необратимых ХП. Выбор оптимальных концентраций реагентов, давления. Обоснование оптимального технологического режима на примерах промышленных химических процессов (окисление  $\text{SO}_2$ , синтез  $\text{NH}_3$ , конверсия  $\text{CH}_4$ , окисление  $\text{NH}_3$ , окисление  $\text{FeS}_2$  и др.). Технические решения, связанные с увеличением степени и скорости превращения исходных реагентов на примерах химических процессов (двойное контактирование, ввод конденсата для охлаждения газовой смеси и др.).

### 2.3. Гетерогенные процессы

*Гетерогенные химические процессы.* Взаимное влияние химической реакции и переноса массы на скорость гетерогенных процессов. Стадии гетерогенных процессов. Лимитирующая стадия и ее определение. Область протекания гетерогенных процессов. Диффузия в газовых, жидких, твердых средах. Система газ – твердое. Характеристика и классификация процессов, протекающих в системе газ – твердое. Диффузионные стадии процессов в системе газ – твердое. Кинетические модели процесса. Математическое описание скорости процессов, протекающих во внешне-, внутридиффузионной, кинетической областях.

*Система газ – жидкость.* Пленочная модель газожидкостных процессов. Влияние растворимости газа, лимитирующей стадии на зону реакции. Скорость процессов в системе газ – жидкость при физической и химической абсорбции.

*Система твердое – жидкость.* Характеристика и классификация процессов в системе твердое – жидкость. Лимитирующая стадия процессов и их кинетические модели.

*Скорость процессов при твердофазном взаимодействии.*

*Уравнение скорости гетерогенных процессов* и методы их интенсификации. Движущая сила процесса в системах газ – твердое, газ – жидкость, жидкость – твердое и пути ее увеличения. Применения прямотока и противотока в гетерогенных процессах.

### 2.4. Гетерогенно-каталитические процессы

*Гетерогенно-каталитические процессы.* Гетерогенный катализ на твердом катализаторе. Внешняя и внутренняя поверхность катализатора. Пути развития поверхности катализатора (применение пористых носителей для каталитически активных веществ, целенаправленное получение пористой структуры катализаторов). Классификация пор в структуре адсорбентов и катализаторов. Степень использования внутренней поверхности. Контактные массы и их состав. Технологические характеристики и требования к промышленным катализаторам.

*Стадии гетерогенно-каталитических процессов и области их протекания.* Микрокинетика гетерогенно-каталитических процессов. Адсорбция на поверхности катализатора. Скорость химического превращения на поверхности катализатора.

*Макрокинетика гетерогенно-каталитических процессов.* Внешняя и внутренняя диффузия как лимитирующая стадия процесса. Оптимальные форма, размер зерен и пористая структура катализатора.

*Выбор оптимального режима* гетерогенно-каталитических процессов: температуры, давления, объемной скорости. Пути интенсификации гетерогенно-каталитических процессов.

## **2.5. Химические реакторы**

*Химические реакторы и их классификация.* Требования к химическим реакторам как основному элементу ХТС. Математическое и физическое моделирование химических реакторов. Материальный баланс реакторов, работающих в стационарном и нестационарном режимах. Вывод характеристических уравнений для реакторов идеального смешения и вытеснения.

*Каскад реакторов.* Аналитический и графический методы расчета реакторов.

*Сравнение эффективности работы реакторов,* описываемых различными моделями (идеального смешения, идеального вытеснения, каскада). Выбор оптимальной схемы и организации потока в реакторе.

*Тепловой баланс реактора.* Изотермический, адиабатический, политропический режимы работы реакторов. Уравнение теплового баланса для идеальных реакторов.

*Теплообмен в реакторах.* Способы осуществления оптимального температурного режима. Выбор типа реактора с учетом теплового режима.

*Устройство промышленных реакторов.* Реакторы для гомогенных, гетерогенных некаталитических, гетерогенно-каталитических процессов.

## **2.6. Инженерное оформление химико-технологических процессов**

*Инженерное оформление химико-технологических процессов на примерах получения различных химических продуктов (с учетом профиля специальности).* Физико-химические основы получения химических продуктов, построение функциональной и технологической схем их получения. Аппаратурное оформление отдельных узлов. Технологический режим, оптимальные условия, технологические параметры.

### 3. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ВОПРОСЫ

#### Вариант 0

1. Классификация химико-технологических процессов.
2. Равновесие химической реакции, факторы, влияющие на состояние химического равновесия.
3. Сравнение реакторов различного типа по интенсивности, селективности и выходу.

#### Вариант 1

1. Технологические показатели химико-технологического процесса (степень превращения, выход, селективность, производительность, интенсивность, расходные коэффициенты).
2. Пути и способы интенсификации гомогенных процессов.
3. Каскад реакторов, методы расчета каскада реакторов

#### Вариант 2

1. Классификация вод. Физико-химические показатели качества воды.
2. Способы интенсификации гетерогенных процессов в системе газ – жидкость.
3. Промышленные реакторы для каталитических процессов, виды, характеристика.

#### Вариант 3

1. Сырье химической промышленности, классификация видов сырья, методы обогащения.
2. Способы интенсификации гетерогенных процессов в системе газ – твердое.

3. Реактор идеального вытеснения; вывод характеристического уравнения.

#### Вариант 4

1. Основные стадии промышленной водоподготовки. Методы умягчения воды.
2. Способы увеличения движущей силы процесса, коэффициента скорости, поверхности массообмена для систем твердое – твердое, жидкость – твердое, жидкость – газ.
3. Классификация реакторов.

#### Вариант 5

1. Энергетическая база химической промышленности. Виды используемой энергии, вторичные энергоресурсы, энерготехнологические схемы.
2. Способы увеличения скорости обратимых экзо- и эндотермических реакций.
3. Реактор идеального смешения непрерывный; вывод характеристического уравнения.

#### Вариант 6

1. Основные направления рационального и комплексного использования сырья и энергии в химической промышленности.
2. Необратимые экзо- и эндотермические реакции. Выбор оптимального технологического режима.
3. Промышленные реакторы для гетерогенных процессов в системе газ – твердое.

#### Вариант 7

1. Состав и способы получения промышленных катализаторов. Требования к промышленным катализаторам.
2. Влияние температуры, давления, концентрации на степень превращения и скорость процессов различного вида (обратимых и необратимых, экзо- и эндотермических).

3. Классификация химических реакторов по тепловому режиму, уравнение теплового баланса реактора.

#### Вариант 8

1. Принципы составления материального баланса химико-технологических процессов.
2. Промышленный катализ, виды катализа. Механизм действия катализаторов. Основные стадии гетерогенного катализа.
3. Промышленные реакторы для гетерогенных процессов в системе газ – жидкость.

#### Вариант 9

1. Принцип составления энергетического баланса химико-технологических процессов.
2. Реактор идеального смешения периодический; вывод характеристического уравнения.
3. Гетерогенный процесс, его особенности. Стадии гетерогенного процесса. Лимитирующая стадия гетерогенного процесса и способы ее определения.

## 4. ПРАКТИЧЕСКИЕ ЗАДАНИЯ

### 1. Водоподготовка

Благодаря универсальным свойствам вода широко применяется в химической промышленности в качестве сырья, химического реагента, растворителя, теплоносителя, хладагента.

Качество воды определяется ее физико-химическими характеристиками, основными из которых являются прозрачность, цвет, запах, температура, солесодержание, жесткость, окисляемость, рН и др. В зависимости от назначения воды к ней предъявляются определенные требования по содержанию примесей, которые регламентируются нормативно-технической документацией (ГОСТ, ТУ). Для большинства производств основным качественным показателем служит жесткость, обусловленная содержанием в воде солей кальция и магния. Она выражается в ммоль · экв ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  в 1 л воды. Различают три вида жесткости: временную (карбонатную, либо устранимую), постоянную (неустранимую) и общую (сумму временной и постоянной).

Для производственных целей осуществляют предварительную очистку воды. Промышленная водоподготовка представляет собой комплекс технологических операций, обеспечивающих очистку воды до необходимых требований. Основными операциями являются: очистка воды от взвешенных примесей отстаиванием и фильтрованием, коагуляция, умягчение или обессоливание, дегазация и обеззараживание.

Наиболее широко в промышленных масштабах применяются операции умягчения и обессоливания. Для умягчения воды используют следующие методы: физические (кипячение, выпаривание), химические (реагентные: известковый, содовый, натронный, фосфатный), физико-химические (ионный обмен). Для

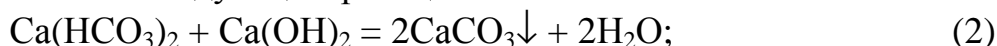
обессоливания используют физический (дистилляция) и физико-химические (электроосмос, ионный обмен) методы.

*Пример.* Рассчитать массу извести, содержащей 85 % основного вещества (CaO), и соды, содержащей 98 % основного вещества (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), для умягчения 1000 м<sup>3</sup> воды с общей жесткостью 8,5 ммоль · экв/л, в том числе постоянная (некарбонатная) жесткость – 4,0 ммоль · экв/л.

*Решение.* В процессе умягчения воды известково-содовым методом известь вводится в процесс в виде водного раствора гидроксида кальция, получаемого путем гашения извести водой по реакции



В процессе умягчения воды гидроксид кальция реагирует с солями временной жесткости с образованием труднорастворимых соединений по следующим реакциям:



Для определения массы извести необходимо знание величины временной (карбонатной) жесткости, которая находится как разность между общей и постоянной жесткостью:

$$J_{\text{К}} = J_{\text{О}} - J_{\text{Н}} = 8,5 - 4,0 = 4,5 \text{ ммоль} \cdot \text{ экв/л, или } 4,5 \text{ моль} \cdot \text{ экв/м}^3.$$

Масса Ca(OH)<sub>2</sub>, необходимая для устранения временной жесткости в 1 м<sup>3</sup> воды, определяется по формуле

$$m_{\text{Ca(OH)}_2} = J_{\text{К}} \cdot M_{(1/2\text{Ca(OH)}_2)},$$

где M<sub>(1/2Ca(OH)<sub>2</sub>)</sub> – молярная масса эквивалента Ca(OH)<sub>2</sub>.

$$m_{\text{Ca(OH)}_2} = 4,0 \cdot (74 / 2) = 148,0 \text{ г/м}^3 \text{ (0,148 кг/м}^3).$$

Масса Ca(OH)<sub>2</sub>, необходимая для умягчения 1000 м<sup>3</sup>:

$$m'_{\text{Ca(OH)}_2} = m_{\text{Ca(OH)}_2} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}},$$

где V<sub>H<sub>2</sub>O</sub> – объем умягчаемой воды, м<sup>3</sup>.

$$m'_{\text{Ca(OH)}_2} = 0,148 \cdot 1000 = 148,0 \text{ кг.}$$

Массу оксида кальция, необходимого для получения 148 кг гидроксида кальция, рассчитываем в соответствии с уравнением реакции (1):

$$m_{\text{CaO}} = m'_{\text{Ca(OH)}_2} \cdot M_{\text{CaO}} / M_{\text{Ca(OH)}_2},$$

где M<sub>CaO</sub> – молярная масса CaO; M<sub>Ca(OH)<sub>2</sub></sub> – молярная масса Ca(OH)<sub>2</sub>.

$$m_{\text{CaO}} = 148 \cdot 56 / 74 = 112 \text{ кг.}$$



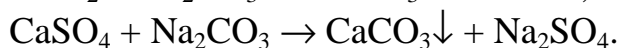
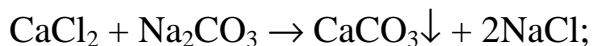
Масса технической извести, необходимой для умягчения 1000 м<sup>3</sup> воды, определяется следующим образом:

$$m_{\text{изв}} = m_{\text{CaO}} \cdot 100 / 85,$$

где 85 – массовая доля CaO в извести, %.

$$m_{\text{изв}} = 112 \cdot 100 / 85 = 131,8 \text{ кг.}$$

Сода для умягчения воды вводится для устранения солей постоянной жесткости:



Определим массу Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, необходимого для устранения постоянной жесткости в 1 м<sup>3</sup> воды:

$$m_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = \text{Ж}_\text{п} \cdot M_{(1/2 \text{Na}_2\text{CO}_3)},$$

где M<sub>(1/2 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>)</sub> – молярная масса эквивалента Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.

$$m_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 4 \cdot (106 / 2) = 212 \text{ г/м}^3 \text{ (0,212 кг/м}^3\text{)}.$$

Определяем массу технической соды, необходимой для умягчения 1000 м<sup>3</sup> воды:

$$m_{\text{соды}} = (m_{\text{Na}_2\text{CO}_3} / X_{\text{Na}_2\text{CO}_3}) \cdot V_{\text{H}_2\text{O}},$$

где X<sub>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub></sub> – массовая доля Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> в соде; V<sub>H<sub>2</sub>O</sub> – объем умягчаемой воды, м<sup>3</sup>.

$$m_{\text{соды}} = 0,212 / 0,98 \cdot 1000 = 216,3 \text{ кг.}$$

### Вариант 0

Определить карбонатную, некарбонатную и общую жесткость воды заданного состава. Определить массу известкового молока и технической соды, необходимых для умягчения воды.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 1	2, 3	4, 5	6, 7	8, 9
1. Массовая концентрация в воде, мг/л: Ca <sup>2+</sup> Mg <sup>2+</sup> НСО <sub>3</sub> <sup>-</sup>	90 15 165	94 18 170	98 14 175	100 15 180	95 119 150
2. Массовая доля Са(ОН) <sub>2</sub> в известковом молоке, %	6	8	10	12	6,5
3. Массовая доля Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> в технической соде, %	98,0	98,2	99,0	98,4	98,9
4. Объем умягчаемой воды, м <sup>3</sup>	1000	5000	10000	100	500

### Вариант 1

Определить карбонатную, некарбонатную и общую жесткость воды заданного состава, а также массу фосфата натрия ( $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ ), необходимого для ее умягчения.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 2	3, 4	5, 6	7, 8	9, 1
1. Массовая концентрация солей кальция, г/л: CaSO <sub>4</sub> CaCl <sub>2</sub>	0,15 0,48	0,18 0,30	0,20 0,18	0,25 0,05	0,35 0,09
2. Массовая концентрация солей магния, г/л: MgSO <sub>4</sub> MgCl <sub>2</sub>	0,03 0,09	0,02 0,06	0,08 0,10	0,11 0,13	0,05 0,09
3. Массовая концентрация NaHCO <sub>3</sub> , г/л	0,50	0,48	0,53	0,55	0,49
4. Объем умягчаемой воды, м <sup>3</sup>	1000	1500	2000	5000	10000

### Вариант 2

Определить продолжительность работы катионитового фильтра без регенерации до исчерпания обменной способности.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 5	1, 6	2, 7	3, 8	4, 9
1. Обменная емкость катионита, моль-экв/м <sup>3</sup>	600	800	1000	900	700
2. Объем катионита в фильтре, м <sup>3</sup>	20	25	18	30	28
3. Объемный расход воды, м <sup>3</sup> /ч	50	65	80	70	55
4. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	4,2	4,8	5,1	4,6	5,8

### Вариант 3

Рассчитать массу известкового молока и раствора соды, необходимых для умягчения воды известково-содовым способом.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 6	1, 7	2, 8	3, 9	4, 5
1. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	10,8	8,6	6,9	8,4	9,3
2. Карбонатная жесткость, ммоль · экв/л	5,4	3,8	2,4	3,2	3,5
3. Массовая концентрация CO <sub>2</sub> , мг/л	15	25	18	16	17

4. Массовая доля $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в известковом молоке, %	6,0	5,0	8,0	12,0	15,0
5. Массовая доля соды, %	10,0	12,0	9,0	8,0	10,5
6. Объем умягчаемой воды, $\text{м}^3$	15000	2000	25000	50000	1000

#### Вариант 4

Определить массу каустической соды, необходимой для устранения карбонатной жесткости. Определить, на сколько изменится общая жесткость воды после устранения карбонатной жесткости.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 7	1, 8	2, 9	3, 5	4, 6
1. Карбонатная жесткость, ммоль · экв/л	3,5	4,8	2,6	3,1	4,2
2. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	8,1	9,1	6,2	5,4	7,3
3. Объем умягчаемой воды, $\text{м}^3$	1000	15000	3000	5000	20000
4. Массовая доля $\text{NaOH}$ в каустической соде, %	99,0	99,5	98,0	99,1	98,5

#### Вариант 5

Рассчитать объем катионита, необходимого для умягчения воды в течение заданного времени.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 8	1, 9	2, 5	3, 6	4, 7
1. Объемный расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$	1000	3000	5000	1500	2000
2. Продолжительность работы катионита без регенерации, сутки	10	8	4	10	6
3. Обменная емкость катионита, моль · экв/ $\text{м}^3$	1200	1400	1600	1650	1500
4. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	6,5	7,0	4,6	5,2	6,1

#### Вариант 6

Определить массу известкового молока для умягчения воды заданного состава

Исходные данные	Номер примера
-----------------	---------------

	0, 9	1, 5	2, 6	3, 7	4, 8
1. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	10,5	12,1	11,8	13,0	9,4
2. Постоянная жесткость воды, ммоль · экв/л	6,1	7,2	6,8	7,4	5,4
3. Массовая доля Ca(OH) <sub>2</sub> в известковом молоке, %	6	8	7	9	10
4. Массовая концентрация CO <sub>2</sub> , мг/л	15,1	14,8	13,2	15,5	14,3
5. Объемный расход воды, м <sup>3</sup> /ч	50	45	60	30	100

### Вариант 7

Рассчитать массу соляной кислоты, необходимой для перевода карбонатной жесткости в некарбонатную. Чему будет равна после этого некарбонатная жесткость?

Исходные данные	Номер примера				
	0, 5	1, 6	2, 7	3, 8	4, 9
1. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	10,2	11,8	9,3	9,8	12,0
2. Постоянная жесткость воды, ммоль · экв/л	5,1	4,3	5,9	6,0	7,2
3. Массовая доля HCl, %	35	34	37	36	30
4. Объемный расход воды, м <sup>3</sup> /ч	100	50	200	30	150

### Вариант 8

После кипячения пробы воды в течение 1 часа ее жесткость уменьшилась на X ммоль · экв/л. Определить массу гашеной извести и технической соды, необходимых для умягчения воды известково-содовым способом.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 6	1, 7	2, 8	3, 9	4, 5
1. Общая жесткость воды, ммоль · экв/л	10,8	10,2	11,3	9,2	12,0
2. Изменение (уменьшение) жесткости пробы воды после кипячения (X), ммоль · экв/л	3,8	4,5	3,3	4,1	4,8
3. Массовая доля Ca(OH) <sub>2</sub> в гашеной извести, %	90	92	91	95	85
4. Массовая доля Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> в технической соде, %	98,0	98,5	98,2	98,4	98,6
5. Объемный расход воды, м <sup>3</sup> /ч	1000	2000	1500	2500	5000

### Вариант 9

Для обессоливания воды ее последовательно пропускают через Н-катионит и ОН-анионит. Определить объем Н-катионита, который необходим для удаления из воды имеющихся катионов в течение заданного времени.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 5	1, 6	2, 7	3, 8	4, 9
1. Массовая концентрация катионов в воде, мг/л					
Na <sup>+</sup>	200	250	280	300	350
K <sup>+</sup>	50	55	60	70	80
Ca <sup>2+</sup>	65	70	60	65	75
Mg <sup>2+</sup>	30	35	40	35	45
Fe <sup>3+</sup>	15	20	15	20	15
Al <sup>3+</sup>	5	10	7	5	10
2. Объемная емкость катионита, моль · экв/л	2200	2100	2000	2300	2500
3. Объемный расход воды, м <sup>3</sup> /ч	10	20	15	25	50
4. Продолжительность работы катионита без регенерации, ч	120	96	48	72	24

## 2. Шихтоподготовка и тукосмешение

Технологические расчеты, связанные с шихтоподготовкой и приготовлением туков (механическая смесь двух и более простых удобрений), являются весьма важными и часто встречающимися в практической деятельности химика-технолога широкого спектра специальностей.

Наиболее часто задача приготовления той или иной смеси (шихты, тука) сводится к решению системы линейных уравнений. Начальными условиями задачи, как правило, являются данные о составе (химическом, фазовом и т. д.) исходных ингредиентов и данные о задаваемом составе и количестве конечной смеси. Получение заданного продукта (смеси, шихты, тука) может сопровождаться протеканием химической реакции, которую необходимо учесть в расчете.

Примером решения такого типа задач может служить следующий.

*Пример.* В каких массовых соотношениях необходимо смешать фосфоритную муку, сульфат аммония и хлористый калий,

чтобы получить 1000 кг комплексного минерального удобрения, в котором массовое отношение N : P : K будет 1 : 1 : 1. Задачу решить при условии, что фосфоритная мука содержит 28 мас. долей P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, %; сульфат аммония содержит 95 мас. долей основного вещества, %; галургический хлористый калий содержит 91 мас. долей KCl, %.

Напомним, что по общепринятым обозначениям (правилам) отношение N : P : K расшифровывается (соответствует) как массовое отношение N к P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> и к K<sub>2</sub>O.

*Решение.* Введем следующие обозначения:

X<sub>1</sub> – масса фосфоритной муки, кг; X<sub>2</sub> – масса сульфата аммония, кг; X<sub>3</sub> – масса хлористого калия, кг.

Тогда по условию задачи можно составить первое уравнение:

$$X_1 + X_2 + X_3 = 1000. \quad (1)$$

Рассчитаем массовую долю азота (N) в сульфате аммония. Молекулярная масса (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – 132. Массовая доля N в сульфате аммония  $C_{m(N)} = 28 / 132 = 0,212$ .

Молекулярная масса KCl – 74,5; молекулярная масса K<sub>2</sub>O – 94. Массовая доля K<sub>2</sub>O в KCl будет  $94 / 149 = 0,63$ .

Так как содержание основного вещества в сульфате аммония 95 %, масса N в потоке X<sub>2</sub> будет  $0,95 \cdot X_2 \cdot 0,212$ .

По аналогии содержание K<sub>2</sub>O в X<sub>3</sub> будет  $0,63 \cdot X_3 \cdot 0,91$ .

Учитывая изложенное и условие задания, можно составить еще два уравнения:

$$(X_1 \cdot 0,28) / (X_2 \cdot 0,95 \cdot 0,212) = 1,0; \quad (2)$$

$$(X_1 \cdot 0,28) / (X_3 \cdot 0,91 \cdot 0,63) = 1,0. \quad (3)$$

Решая систему из трех независимых уравнений

$$\begin{cases} X_1 + X_2 + X_3 = 1000; \\ (X_1 \cdot 0,28) / (X_2 \cdot 0,95 \cdot 0,212) = 1,0; \\ (X_1 \cdot 0,28) / (X_3 \cdot 0,91 \cdot 0,63) = 1,0 \end{cases}$$

находим: X<sub>1</sub> = 347,2 кг; X<sub>2</sub> = 482,6 кг; X<sub>3</sub> = 170,2, что и является требуемым ответом на поставленный вопрос.

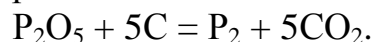
### Вариант 0

Элементарный фосфор получают при высокотемпературном восстановлении шихты, состоящей из фосфорита, кварцита и кокса, взятых в заданных соотношениях. Соотношения задают:

- 1) модулем кислотности ( $M_K$ ), определяемым как отношение суммы молей (количества) оксидов кремния и алюминия к сумме молей (количеству) оксидов кальция и магния:

$$M_K = (V_{SiO_2} + V_{Al_2O_3}) / (V_{CaO} + V_{MgO});$$

- 2) нормой восстановителя (углерода), рассчитанной по реакции:



Рассчитать массы фосфорита, кварцита и кокса, необходимые для реализации условия X.

Состав ингредиентов шихты, мас. доля, %

Химический состав	Фосфорит	Кварцит	Кокс
CaO	35	–	5
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	30	10	–
SiO <sub>2</sub>	20	80	5
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5	5	–
MgO	10	5	–
C	–	–	90

Задание	Номер примера				
	0, 1	2, 3	4, 5	6, 7	8, 9
Расчет провести на:					
1000 кг фосфора	X				
1000 кг шихты		X			
1000 кг фосфорита			X		
1000 кг кварцита				X	
1000 кг кокса					X
Модуль кислотности, $M_K$	0,9	0,95	1,0	1,1	1,2
Норма восстановителя, %	100	105	110	115	120

### Вариант 1

Комплексное удобрение получают путем смешения двойного суперфосфата, карбамида и хлористого калия. Какие массы ингредиентов нужно взять для выполнения условиях X и заданном соотношении N : P : K, если:

- двойной суперфосфат содержит, мас. доля, %: CaHPO<sub>4</sub> – 40,5; Ca(H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> – 10,5;
- карбамид содержит, мас. доля, %: N – 45,5;
- хлористый калий содержит, мас. доля, %: KCl – 95,0.

Задание	Номер примера				
	0, 2	1, 3	4, 6	5, 8	7, 9
Расчет провести на:					
получение 1000 кг удобрен.	<u>X</u>				
1000 кг суперфосфата		X			X
1000 кг карбамида			X		
1000 кг хлористого калия				X	
Соотношение N : P : K	1:1:1	0,9:1:0,9	1:0,9:1,3	0,8:1,2:1	1:1,5:0,9

### Вариант 2

Тугоплавкое стекло получают путем сплавления шихты, состоящей из поташа, кальцита и кварцита. Состав тугоплавкого стекла задан:

- А (мас. доля, %):  $K_2O$  – 18,4;  $CaO$  – 11,0;  $SiO_2$  – 70,6;
- Б (мольная доля):  $K_2O$  – 0,11;  $CaO$  – 0,23;  $SiO_2$  – 0,66.

В каких массовых соотношениях нужно смешать ингредиенты, чтобы выполнить условие X?

Состав ингредиентов, мас. доля, %:

поташ:  $K_2CO_3$  – 95,0;  $SiO_2$  – 5,0;

кальцит:  $CaCO_3$  – 90,0;  $SiO_2$  – 10,0;

кварцит:  $SiO_2$  – 95,0;  $CaCO_3$  – 5,0.

Задание	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Расчет провести на:					
1000 кг стекла	<u>X</u>				
1000 кг шихты		X			
1000 кг поташа			X		
1000 кг кальцита				X	
1000 кг кварцита					X
Состав задан:					
А (мас. доля, %)	А	Б	А	Б	А
Б (мол. доля)					

### Вариант 3

Портландцемент получают путем спекания при 1500 °С шихты, состоящей из глины, огарка и известняка.

Состав ингредиентов шихты, мас. доля, %:



глина:  $\text{SiO}_2 - 70,0$ ;  $\text{Al}_2\text{O}_3 - 10,0$ ;  $\text{H}_2\text{O} - 20,0$ ;

огарок:  $\text{Fe}_2\text{O}_3 - 100,0$ ;

известняк:  $\text{CaCO}_3 - 100,0$ .

Требуется получить портландцемент состава, мас. доля, %:  
 алит ( $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ ) – 50,0; белит ( $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ ) – 25,0; трехкальциевый  
 алюминат ( $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ ) – 10,0; четырехкальциевый алюмоферрит  
 ( $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ ) – 15,0. В каких массовых соотношениях  
 необходимо смешать ингредиенты, чтобы выполнить условие X?

Задание	Номер примера				
	0, 5	1, 6	2, 7	3, 8	4, 9
Расчет провести на:					
100 кг шихты	<u>X</u>				
100 кг глины		X			
100 кг цемента			X		
100 кг известняка				X	
100 кг огарка					X

#### Вариант 4

Кормовые обесфторенные фосфаты (КОФ) получают путем обжига при  $1300\text{ }^\circ\text{C}$  шихты, состоящей из фосфорита, известняка и фосфорной кислоты. Качество КОФ характеризуется содержанием  $\text{P}_2\text{O}_5$  мас. доля, % – 35,0 и соотношением числа молей (количества) оксидов кальция и фосфора –  $V_{\text{CaO}} / V_{\text{P}_2\text{O}_5} = 2,5$ .

В каких массовых соотношениях нужно смешать фосфорит, известняк и фосфорную кислоту, чтобы выполнить условие X?

Состав ингредиентов, мас. доля, %:

фосфорит:  $\text{CaO} - 30,0$ ;  $\text{P}_2\text{O}_5 - 20,0$ ;  $\text{SiO}_2 - 50,0$ ;

известняк:  $\text{CaCO}_3 - 90,0$ ;  $\text{SiO}_2 - 10,0$ ;

фосфорная кислота:  $\text{H}_3\text{PO}_4 - 70,0$ ;  $\text{H}_2\text{O} - 30,0$ .

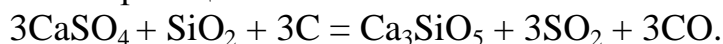
В расчете учесть потерю массы шихты вследствие испарения воды и декарбонизации.

Задание	Номер примера				
	9, 1	8, 2	7, 3	6, 4	5, 0
Расчет провести на:					
1000 кг фосфорита	<u>X</u>				
1000 кг известняка		X			

1000 кг фосфорной кислоты			X		
1000 кг КОФ				X	
1000 кг испаряющейся воды					X

### Вариант 5

Одним из способов переработки фосфогипса (отход производства экстракционной фосфорной кислоты) является способ получения на его основе цементного клинкера и серной кислоты. В основе лежит реакция



В каких соотношениях масс нужно смешать ингредиенты, чтобы выполнить условие X?

Состав ингредиентов, мас. доля, %:

фосфогипс: CaO – 40,0; SO<sub>2</sub> – 57,1; SiO<sub>2</sub> – 2,9;

кварцит: CaCO<sub>3</sub> – 15,0; SiO<sub>2</sub> – 85,0;

кокс: CaO – 15,0; SiO<sub>2</sub> – 5,0; C – 80,0.

Задание	Номер примера				
	0, 8	1, 6	2, 4	3, 9	5, 7
Расчет провести на:					
1000 кг шихты	<u>X</u>				
1000 кг фосфогипса		X			
1000 кг кварцита			X		
1000 кг кокса				X	
1000 кг диоксида серы					X
Мольное отношение оксидов, $M = V_{\text{CaO}} / V_{\text{SiO}_2}$	2,5	3,0	2,8	2,3	3,2
Норма восстановителя, %	100	105	110	115	120

### Вариант 6

Хрустальное стекло имеет состав, мас. доля: Na<sub>2</sub>O – 0,06; PbO – 0,64; SiO<sub>2</sub> – 0,30. Его получают путем плавления шихты, состоящей из соды (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), минерала церуссита (PbCO<sub>3</sub>) и кварцита (SiO<sub>2</sub>).

Состав исходных ингредиентов, мас. доля, %:

сода: Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> – 100,0;

церуссит: PbCO<sub>3</sub> – 95,0; SiO<sub>2</sub> – 5,0;

кварцит: SiO<sub>2</sub> – 98,0; PbO – 2,0.

В каких массовых соотношениях необходимо смешать указанные ингредиенты, чтобы выполнить условие X?

В расчетах следует учесть потерю массы вследствие декарбонизации.

Задание	Номер примера				
	9, 1	8, 2	7, 3	6, 4	5, 0
Расчет провести на:					
1000 кг шихты	<u>X</u>				
1000 кг стекла		X			
1000 кг соды			X		
1000 кг церуссита				X	
1000 кг кварцита					X

### Вариант 7

При выплавке литейного чугуна используют шихту, состоящую из железной руды, кокса и флюса. В каких массовых соотношениях нужно смешать руду, кокс и флюс, чтобы выполнить условие X, получить чугун с содержанием железа (Fe) – Y (мас. долей) и выдержать модуль основности  $M_O - Z$ ?  $M_O$  определяется как отношение суммы молей основных оксидов (CaO и MgO) к сумме молей кислых оксидов ( $SiO_2$  и  $Al_2O_3$ ):

$$M_O = (V_{CaO} + V_{MgO}) / (V_{SiO_2} + V_{Al_2O_3}).$$

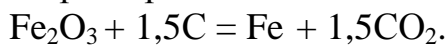
Состав ингредиентов, мас. доля, %:

железная руда:  $Fe_2O_3 - 80,0$ ; CaO – 5,0; MgO – 5,0;  $Al_2O_3 - 5,0$ ;

флюс (доломит):  $CaCO_3 - 75,0$ ;  $MgCO_3 - 25,0$ ;

кокс: C – 85,0; CaO – 5,0;  $SiO_2 - 10,0$ .

Углерод ввести в состав шихты в соответствии со стехиометрией реакции



Задание	Номер примера				
	4, 5	6, 3	7, 2	8, 1	9, 0
Расчет провести на:					
1000 кг чугуна	<u>X</u>				
1000 кг шихты		X			
1000 кг железной руды			X		
1000 кг флюса				X	

1000 кг кокса					X
Модуль основности, $M_O$	1,30	1,40	1,50	1,35	1,45
Содержание железа в чугунае, мас. доля	0,93	0,94	0,95	0,92	0,96

### Вариант 8

Смесь концентрированных азотной и соляной кислот, взятых в соотношении объемов 1 : 3, называют «царской водкой».

В каком соотношении масс нужно взять азотную кислоту с содержанием основного вещества X и соляную кислоту с содержанием основного вещества Y, чтобы получить Z «царской водки»?

Задание	Номер примера				
	0, 5	1, 4	2, 3	6, 9	7, 8
Расчет вести при:					
X (моль/л), $\rho = 1,23 \text{ г/см}^3$	13,0			13,0	
X (моль / 1000 г $\text{H}_2\text{O}$ ), $\rho = 1,21 \text{ г/см}^3$		10,0	10,0		10,0
Y (мас. доля, %), $\rho = 1,15 \text{ г/см}^3$	30,0		30,0		
Y (моль / 1000 г $\text{H}_2\text{O}$ ), $\rho = 1,13 \text{ г/см}^3$		12,0		12,0	12,0
Z ( $\text{м}^3$ , кг)	$10 \text{ м}^3$	100 кг	$10 \text{ м}^3$	100 кг	$10 \text{ м}^3$

### Вариант 9

Экстракционную фосфорную кислоту (ЭФК) получают путем разложения природных фосфатов кальция (апатитов или фосфоритов) серной кислотой. При этом протекает реакция

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 + 3\text{H}_2\text{SO}_4 + m\text{H}_2\text{O} = 3\text{CaSO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O} + 2\text{H}_3\text{PO}_4 + (m - n)\text{H}_2\text{O}$ ;  
где m – определяется концентрацией используемой серной кислоты; n – число молей  $\text{H}_2\text{O}$ , входящих в кристаллогидрат сульфата кальция.

Сколько нужно взять фосфорита или апатита (кг) и какой концентрации должна быть серная кислота, чтобы при 100 %-ном протекании реакции концентрация  $\text{P}_2\text{O}_5$  в полученной пульпе была заданной номером примера.

Задание	Номер примера				
	0, 4	1, 6	2, 5	3, 8	7, 9

Расчет вести при:					
содержание P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (мас. доля) фосфорит апатит n содержание P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> в пульпе (мас. доля)					
	0,28		0,29		0,30
		0,39		0,39	
	2,0	0,5	0,5	0	0
	0,10	0,12	0,13	0,09	0,11
Расчет вести на:					
100 кг фосфорита	X			X	X
100 кг моногидрата H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		X	X		

### 3. Материальный баланс

Составление материального баланса необходимо при проектировании новых производств, а также для анализа работы существующих. Основой материального баланса являются законы сохранения массы вещества и стехиометрических соотношений. Применительно к материальному балансу любого технологического процесса это означает, что масса вещества, поступившего на технологическую операцию – приход, равна массе всех веществ, полученных в результате операции – расход.

Материальный баланс составляют на единицу массы основного продукта (кг, т) или на производительность установки (кг/ч, т/ч). Определение массы вводимых компонентов и полученных продуктов производят отдельно для твердой, жидкой и газообразной фаз.

Материальный баланс составляют по уравнению основной суммарной реакции с учетом параллельных и последовательных реакций. При расчете практического материального баланса учитывают полный состав исходного сырья и готовой продукции, избыток компонентов, степень превращения, селективность, потери сырья и готового продукта и т. д. Результаты расчета сводят в таблицу материального баланса.

Материальный баланс является основой для составления теплового баланса.

*Пример.* Составить материальный баланс процесса окисления аммиака на платиновом катализаторе. Исходные данные: производительность по 100 %-ной азотной кислоте 1000 кг/ч; концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси – 10,5 об.%;

степень контактирования – 97,0 %; степень окисления оксида азота – 100 %; степень абсорбции – 98 %.

*Решение.* Производство азотной кислоты из аммиака состоит из следующих стадий:

– контактное окисление аммиака на платиновом катализаторе:



– окисление NO до NO<sub>2</sub> по реакции



– абсорбция диоксида азота водой с образованием разбавленной азотной кислоты:



или, суммируя уравнения, получим



### **Расчет количества подаваемых компонентов**

1. Расчет количества аммиака. В соответствии с уравнением реакции (5) на 1 кмоль (63 кг) HNO<sub>3</sub> расходуется 1 кмоль (17 кг) NH<sub>3</sub>. На 1000 кг безводной кислоты необходимо аммиака

$$17 \cdot 1000 / 63 = 270 \text{ кг},$$

где 17 и 63 г/моль – молярные массы NH<sub>3</sub> и HNO<sub>3</sub> соответственно.

С учетом степени контактирования и степени абсорбции полученных оксидов количество необходимого аммиака составит

$$270 \cdot 100 / 97,0 \cdot 100 / 98,0 = 284 \text{ кг или } 284 / 17 = 16,7 \text{ кмоль}.$$

2. Расчет аммиачно-воздушной смеси. Концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси 10,5 об.%. Следовательно, на долю воздуха приходится 89,5 об.%. Необходимое количество воздуха

$$16,7 \cdot 89,5 / 10,5 = 142,3 \text{ кмоль, в т. ч.}$$

кислорода:  $142,3 \cdot 21 / 100 = 29,9$  кмоль, или  $29,9 \cdot 32 = 956,0$  кг;

азота:  $142,3 \cdot 79 / 100 = 112,4$  кмоль, или  $112,4 \cdot 28 = 3150,0$  кг,

где 21 и 79 – концентрация кислорода и азота в воздухе, об.%; 32 и 28 – их молярные массы, кг/моль.

### **Расчет количества нитрозных газов**

1. Количество образующегося оксида азота. По реакции (1) из 1 кмоль  $\text{NH}_3$  образуется 1 кмоль  $\text{NO}$ , а при степени контактирования 97 % количество  $\text{NO}$  составит

$$16,7 \cdot 97 / 100 = 16,2 \text{ кмоль, или } 16,2 \cdot 30 = 486 \text{ кг.}$$

2. По реакции (2) из 1 кмоль  $\text{NH}_3$  образуется 0,5 кмоль  $\text{N}_2$ . В этой реакции участвует 3 % аммиака от начального количества. Количество образующегося азота по реакции (2) составит

$$16,7 \cdot 0,5 \cdot 3 / 100 = 0,25 \text{ кмоль, или } 0,25 \cdot 28 = 7,0 \text{ кг.}$$

3. Количество образующихся водяных паров. Согласно уравнениям реакции (1), (2), из 4 кмоль  $\text{NH}_3$  образуется 6 кмоль  $\text{H}_2\text{O}$ ; суммарное количество паров воды по двум реакциям составит

$$16,7 \cdot 6 / 4 = 25 \text{ кмоль, или } 25 \cdot 18 = 450 \text{ кг.}$$

4. Количество оставшегося кислорода в нитрозных газах. По реакции (1) вступило в реакцию кислорода:

$$16,7 \cdot 97 / 100 \cdot 5 / 4 = 20,2 \text{ кмоль.}$$

$$\text{По реакции (2): } 16,7 \cdot 3 / 100 \cdot 3 / 4 = 0,38 \text{ кмоль.}$$

Всего вступило в реакцию кислорода:  $20,2 + 0,38 = 20,58$  кмоль.

Осталось в нитрозных газах кислорода:

$$29,9 - 20,58 = 9,32 \text{ кмоль, или } 9,32 \cdot 32 = 298 \text{ кг.}$$

5. Количество азота в нитрозных газах складывается из первоначального количества азота в воздухе и азота, образовавшегося по реакции (2):

$$112,4 + 0,25 = 112,65 \text{ кмоль, или } 3150 + 7,0 = 3157 \text{ кг.}$$

Результаты расчета материального баланса сводим в таблицу.

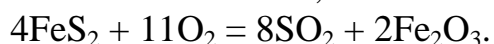
### Материальный баланс на 1 т 100 %-ной $\text{HNO}_3$

Приход				Расход			
Статья	кмоль	об.%	кг	Статья	кмоль	об.%	кг
Аммиак	16,7	10,5	284,0	Оксид азота	16,20	9,9	486,0
Кислород	29,9	18,8	956,0	Кислород	9,32	5,7	298,0
Азот	112,4	70,7	3150,0	Азот	112,65	69,0	3157,0
				Водяные пары	25,00	15,4	450,0
Всего	159,0	100,0	4390,0	Всего	163,17	100,0	4391,0

Расхождение баланса:  $1 \cdot 100 \% / 4390,0 = 0,02 \%$ , что вполне допустимо.

### Вариант 0

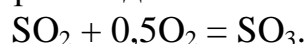
Составить материальный баланс процесса обжига колчедана и рассчитать теоретический и фактический расходные коэффициенты по сырью, состав печного газа – мас. %, об. %:



Исходные данные	Номер примера				
	0, 1	2, 3	4, 5	6, 7	8, 9
Производительность печи по колчедану, т/ч	4	5	6	7	8
Содержание FeS <sub>2</sub> в колчедане, мас. доля, %	80	85	82	84	83
Содержание влаги в колчедане, мас. доля, %	2,0	3,0	2,5	4,0	1,5
Степень выгорания серы, %	98,0	96,0	95,3	98,0	98,5
Коэффициент избытка воздуха	1,5	1,6	1,55	1,6	1,65

### Вариант 1

Составить материальный баланс процесса каталитического окисления SO<sub>2</sub>. Определить состав образующейся газовой смеси. Расчет вести на часовую производительность установки:



Исходные данные	Номер примера					
	0, 2	3, 4	5, 6	7, 8	1, 9	
Производительность установки по печному газу, тыс. м <sup>3</sup> /сут.	200	150	100	220	180	
Состав печного газа, об. доля, %:	SO <sub>3</sub>	8,0	7,8	7,5	7,0	7,4
	SO <sub>2</sub>	0,2	0,3	0,3	0,4	0,5
	O <sub>2</sub>	8,8	9,6	11,0	9,0	10,0
	N <sub>2</sub>	83,0	82,3	81,2	83,6	92,1
Степень контактирования SO <sub>2</sub> , %	98,0	97,5	98,5	98,2	98,4	
Потери серного ангидрида, %	1,0	0,5	0,7	0,8	0,9	

### Вариант 2

Составить материальный баланс процесса получения азотной кислоты и рассчитать: а) выход оксида азота на поданный аммиак; б) теоретический и фактический расходные коэффициенты по сырью; в) состав газа после окисления аммиака. Расчет вести на часовую производительность газоздушной установки на основе следующих реакций:



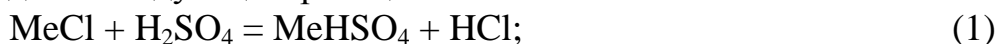


Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	4, 5	6, 7	8, 9	1, 2
Производительность установки, тыс. т азотной кислоты в год	300	550	250	500	400
Концентрация азотной кислоты, мас. доля, %	49	50	60	55	62
Концентрация аммиака, об. доля, %	95,0	98,0	97,0	94,0	98,6
Концентрация аммиака в аммиачно-воздушной смеси, об. доля, %	8,0	7,5	9,3	8,5	9,2
Селективность окисления аммиака в NO*, %	94,0	96,0	95,0	97,0	96,3
Потери аммиака, мас.% от поданного	4,5	2,3	2,5	1,3	1,5

\*) Остальной аммиак окисляется по реакции (2).

### Вариант 3

Составить материальный баланс производства хлорида водорода по следующим реакциям:

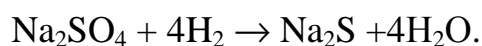


Поступают хлорид натрия (калия), содержащий NaCl, KCl и H<sub>2</sub>O, и серная кислота. Реакция (1) протекает необратимо, а реакция (2) – со степенью превращения α. Найти состав твердого продукта.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 4	5, 6	7, 8	1, 9	2, 3
Производительность по руде, кг/ч	600	680	700	650	720
Состав сырья, мас.доля, %:	NaCl	95,0	97,0	3,0	96,0
	KCl	–	2	95	–
	H <sub>2</sub> O	5,0	3,0	2,0	4,0
Концентрация серной кислоты, мас. доля, %	93,0	92,0	92,5	94,0	93,0
Степень превращения реакции (2), %	95,0	94,0	94,2	96,0	96,0

### Вариант 4

Составить материальный баланс получения сульфида натрия и рассчитать: а) интенсивность реактора ( $V_p = 10 \text{ м}^3$ ); б) теоретические и фактические расходные коэффициенты по сырью; в) состав готового продукта; г) выход сульфида натрия:



Исходные данные	Номер примера					
	0, 5	1, 6	2, 7	3, 8	4, 9	
Производительность по сульфату натрия, т/сут	8,0	8,5	9,0	7,5	10,0	
Состав сульфата натрия, мас.доля, %: $\text{Na}_2\text{SO}_4$	99,8	96,6	98,0	99,0	99,5	
	$\text{NaCl}$	0,2	3,4	2,0	1,0	0,5
Степень превращения сульфата натрия, %	96	95	97	94	95	
Состав технического водорода, об. доля, %:	водород	97,3	96,0	95,0	97,0	98,0
	азот	2,5	3,3	4,0	2,2	1,5
	хлор	0,5	0,7	1,0	0,8	0,5
	Степень использования водорода, %	99	98	99	97	98

### Вариант 5

Составить материальный баланс производства метилового спирта, при котором протекают реакции

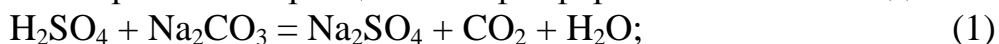


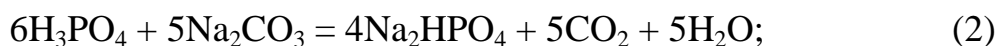
Рассчитать расход газа на 1000 кг чистого спирта и состав продуктов в мас.%. .

Исходные данные	Номер примера					
	0, 7	1, 8	2, 9	3, 5	4, 6	
Расход газа, м <sup>3</sup> /с	54	50	52	48	55	
Состав газа, об. доля, %:	$\text{CO}$	30	31	32	29	32
	$\text{H}_2$	66	65	66	66	65
	$\text{N}_2$	2,0	1,0	1,0	1,0	0,5
	$\text{CH}_4$	2,0	3,0	1,0	4,0	2,5
Выход по реакциям, %:	по (1)	92	95	93	94	95
	по (2)	2	3	4	5	6

### Вариант 6

Составить материальный баланс производства раствора фосфатов натрия из экстракционной фосфорной кислоты и соды:



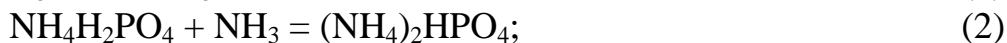


Поступает фосфорная кислота, содержащая  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{SiF}_6$  и  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Нейтрализация осуществляется кальцинированной содой (99 %  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Определить расход фосфорной кислоты и соды на 1 т продукта, содержащего 2,5 % влаги.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 8	1, 9	2, 5	3, 6	4, 7
Расход кислоты, кг/ч	1500	1800	2000	2200	1900
Состав кислоты, мас. доля, %: $\text{H}_3\text{PO}_4$	33	34	35	32	36
$\text{H}_2\text{SiF}_6$	1,8	1,6	1,5	2,0	1,9
$\text{H}_2\text{SO}_4$	3,0	2,8	2,8	2,5	2,7

### Вариант 7

Составить материальный баланс получения аммофоса на часовую производительность из экстракционной фосфорной кислоты и газообразного аммиака по следующим реакциям:



Реакции (1), (3) и (4) осуществляются до конца. Определить расход фосфорной кислоты и аммиака на 1 т продукта, содержащего 2 % влаги.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 9	1, 5	2, 6	3, 7	4, 8
Состав фосфорной кислоты, мас. доля, %:					
$\text{H}_3\text{PO}_4$	39	40	42	38	24
$\text{H}_2\text{SO}_4$	2,5	3,0	2,5	2,2	2,4
$\text{H}_2\text{SiF}_6$	1,8	1,6	1,5	2,3	1,6
Степень протекания реакции (2), %	20,5	15,0	18,0	17,0	19,5
Потери аммиака, %	2,5	1,8	1,5	1,7	1,3
Расход фосфорной кислоты, кг/ч	420	400	380	210	200

### Вариант 8

Сульфат аммония получают разложением серной кислотой каолина, боксита, гидроксида алюминия или нефелина по следующим реакциям:

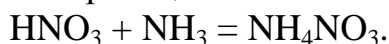


Кремнезем остается неразложившимся. Выделяемый шлак состоит из кремнезема и неразложившихся оксидов. Производительность системы по сульфату аммония и концентрация разбавленного водой раствора указаны в таблице. Составить материальный баланс на часовую производительность, определить расход сырья, кислоты и воды, а также количество и состав шлама на 1000 кг продукта, содержащего 91,5 %  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ .

Исходные данные		Номер примера				
		0, 1	2, 3	4, 5	6, 7	8, 9
Состав сырья, мас. доля, %:	$\text{Al}_2\text{O}_3$	38,0	30,0	41,6	36,0	52,0
	$\text{SiO}_2$	47,0	50,0	1,0	48,0	7,5
	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0,7	2,0	15,4	0,8	26,2
	$\text{Na}_2\text{O}$	0,3	1,0	0,2	0,2	0,1
	$\text{H}_2\text{O}$	14,0	17,0	41,8	15,0	14,2
Массовая доля $\text{H}_2\text{SO}_4$ в кислоте, %		65	67	75	68	93
Степень разложения:	$\alpha$ , %	85	75	67	86	70
	$\beta$ , %	30	20	8	40	5
Производительность, кг/ч		900	930	1200	950	1500
Концентрация раствора, мас. доля, %						
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$		18	15	16	20	22

### Вариант 9

Составить материальный баланс производства аммиачной селитры по реакции



Вычислить концентрацию образующегося раствора нитрата аммония.

Исходные данные		Номер примера				
		0, 2	3, 4	5, 6	7, 8	1, 9
Производительность, т/ч		25	27	24	30	32
Концентрация кислоты, мас. доля, %		48	50	52	53	51

Концентрация аммиака, об. доля, %	70	67	65	70	68
Потери аммиака, %	1,0	1,0	0,8	1,2	0,9
Испаряется воды, %	3,0	4,0	4,5	6,0	5,0

#### 4. Энергетический (тепловой) баланс

Энергетический баланс основан на законе сохранения энергии, согласно которому энергия в природе не возникает из ничего и не исчезает, она может только переходить из одной формы в другую. Другими словами, сумма всех видов энергии в замкнутой системе постоянна. В соответствии с различной природой процессов, различают энергию механическую, тепловую, электромагнитную, гравитационную, ядерную, световую и т. д. Для химико-технологических расчетов чаще всего ограничиваются расчетом тепловой энергии, пренебрегая

(и это в большинстве случаев оправдано) учетом других видов энергии. Поэтому в приведенных ниже задачах составление энергетического баланса будет означать и сводиться к составлению теплового баланса.

Тепловой баланс составляют по данным материального баланса с учетом тепловых эффектов химических реакций и физических превращений, с учетом подвода теплоты извне и отвода ее с продуктами взаимодействия, а также потерями теплоты через стенки реактора (аппарата).

Уравнение теплового баланса имеет вид

$Q_{(Т)} + Q_{(Ж)} + Q_{(Г)} + Q_{(Ф)} + Q_{(Х.Р)} + Q_{(П)} = Q'_{(Т)} + Q'_{(Ж)} + Q'_{(Г)} + Q'_{(Ф)} + Q'_{(Х.Р)} + Q'_{(П)}$ ;  
 где  $Q_{(Т)}$ ,  $Q_{(Ж)}$ ,  $Q_{(Г)}$  – теплота, поступающая в аппарат с твердым, жидким, газообразным материалами (исходное сырье);  $Q'_{(Т)}$ ,  $Q'_{(Ж)}$ ,  $Q'_{(Г)}$  – теплота, выводимая из аппарата с твердыми, жидкими, газообразными материалами (продуктами взаимодействия);  $Q_{(Ф)}$  и  $Q'_{(Ф)}$  – теплота физических превращений (плавление, конденсация, сублимация и т. д.), связанная с поглощением ( $Q'_{(Ф)}$ ) или выделением ( $Q_{(Ф)}$ ) теплоты при том или ином превращении;  $Q_{(Х.Р)}$  и  $Q'_{(Х.Р)}$  – теплота, выделяющаяся при протекании экзотермической ( $Q_{(Х.Р)}$ ) или поглощающаяся при эндотермической ( $Q'_{(Х.Р)}$ ) реакциях;  $Q_{(П)}$  и  $Q'_{(П)}$  – теплота, подводимая ( $Q_{(П)}$ ) или отводимая ( $Q'_{(П)}$ ) из аппарата через его стенки или специальное устройство (теплообменник).

$Q_{(Т)}$ ,  $Q_{(Ж)}$  и т. д. вычисляются по формуле

$$Q_{(Т)А} = G_{(Т)А} \cdot C_{р,А} \cdot T,$$

где  $G_{(Т)А}$  – масса твердого вещества А;  $C_{р,А}$  – теплоемкость твердого вещества А при температуре Т; Т – температура (К или °С) потока, содержащего вещество А.

Теплоемкость обладает свойством аддитивности, поэтому теплоемкость смеси веществ можно вычислить по формуле

$$C_{см} = (G_1 \cdot C_1 + G_2 \cdot C_2 + G_3 \cdot C_3) / G_{см},$$

где  $G_1$  и  $C_1$  и т. д. – масса и теплоемкость ингредиентов смеси;  $G$  – масса смеси.

$Q_{(Х.Р)}$  – тепловой эффект химической реакции, он равен количеству теплоты, выделяемой или поглощаемой системой при протекании реакции.  $Q_{(Х.Р)}$  равен изменению внутренней энергии системы

при постоянном объеме или изменению ее энтальпии при постоянном давлении и отсутствии работы внешних сил.

Энтальпию системы (H) определяют из уравнения

$$H = U + pV,$$

где U – внутренняя энергия; p – внешнее давление; V – объем системы.

Под внутренней энергией системы U подразумевается общий ее запас, включая энергию поступательного и вращательного движения молекул, энергию внутримолекулярных колебаний атомов и атомных групп, энергию движения электронов в атомах и т. д. – словом, все виды энергии, кроме кинетической и потенциальной энергии системы в целом.

В приведенных ниже примерах рассматриваются изобарно-изотермические процессы, поэтому тепловой эффект реакции следует определять как изменение энтальпии, взятой с обратным знаком:

$$Q_{(X,P)} = -\Delta H^{\circ}_{(X,P)}.$$

Изменение энтальпии реакции ( $\Delta H^{\circ}_{(X,P)}$ ) находят как разность энтальпий продуктов и исходных веществ:

$$\Delta H^{\circ}_{(X,P)} = \sum \Delta H^{\circ}_{\text{ПРОД}} - \sum \Delta H^{\circ}_{\text{ИСХ}}.$$

Теплоту физических превращений  $Q_{(Ф)}$  и  $Q'_{(Ф)}$  определяют при калориметрическом исследовании того или иного процесса и табулируют в справочниках.

Например, теплота плавления олова  $Q_{(Ф)Sn} = 7,07$  кДж/моль, и это обозначает, что такое количество теплоты необходимо подвести к 1 молю Sn при постоянном давлении, чтобы полностью перевести его из кристаллического состояния в жидкое, и такое же количество теплоты выделится при кристаллизации 1 моля расплавленного олова.

$Q_{(II)}$  определяют по формуле

$$Q_{(II)} = K \cdot F \cdot \Delta T,$$

где K – коэффициент теплопередачи; F – площадь теплопередачи;  $\Delta T$  – средняя разность температур теплоносителя ( $T_T$ ) и реакционной смеси ( $T_{P.C}$ );  $\Delta T = T_T - T_{P.C}$ .

Различают три тепловых режима ведения процесса: изотермический, адиабатический и политермический.

При изотермическом режиме процесс ведут при постоянной температуре, при этом вся теплота, которая выделяется (поглощается) в результате химической реакции или физического превращения,

должна быть отведена из системы (подведена к системе), т. е. наблюдается равенство  $Q_{(X.P)} + Q_{(Ф)} = Q_{(П)}$ .

При адиабатическом режиме вся теплота, которая выделяется (поглощается) в результате химической реакции или физического превращения, остается (убывает) в аппарате, и это приводит к повышению (понижению) температуры реакционной смеси.

При политермическом процессе отводят (подводят) лишь часть тепла, выделяемого (поглощаемого) в результате химической реакции, при этом количество отводимой (подводимой) теплоты определяют из соображений соблюдения оптимального температурного режима, учитывающего одновременно термодинамические и кинетические особенности реализуемого процесса.

По аналогии с материальным балансом результаты тепловых расчетов сводят в таблицы (см. пример расчета). При расхождении  $Q_{ПРИХ}$  и  $Q_{РАСХ}$  более чем на 0,5 % расчеты следует перепроверить и внести необходимые коррективы.

*Пример.* После сжигания 1 кг элементарной серы в потоке воздуха (коэффициент избытка  $\alpha = 1,8$ ) был получен обжиговый газ состава, мас. доля, %:  $SO_2 - 22,9$ ;  $O_2 - 9,2$ ;  $N_2 - 67,9$ .

Требуется вычислить температуру обжигового газа и составить тепловой баланс процесса горения серы в адиабатическом режиме, если температура расплавленной серы на входе в форсунки – 408 К ( $C_p = 0,709$  кДж/кг·К), температура воздуха на входе – 298 К. Потери тепла – 5 % от прихода.

*Решение.* Уравнение теплового баланса процесса горения будет следующим:

$$Q_{(Ж)S} + Q_{(Г)ВОЗД} + Q_{(X.P)} = Q'_{(Г)O_2} + Q'_{(Г)N_2} + Q'_{(Г)SO_2} + Q'_{(П)ПОТЕР}$$

Из справочной литературы находим:

теплоемкость кислорода –  $C_{pO_2} = 29,37$  Дж/моль·К ( $T = 298$  К);

теплоемкость азота –  $C_{pN_2} = 29,12$  Дж/моль·К ( $T = 298$  К);

теплоемкость диоксида серы –  $C_{pSO_2} = 39,87$  Дж/моль·К ( $T = 298$  К);

средняя теплоемкость жидкой серы –  $C_{pS(Ж)} = 22,70$  Дж/моль · К ( $T = 408$  К);

теплота образования  $SO_2$  (тепловой эффект реакции горения) –  $\Delta H^{\circ}_f(SO_2) = -296,9$  кДж/моль ( $T = 298$  К).



Расчет проведем в первом приближении, т. е. без учета зависимости теплоемкости от температуры.

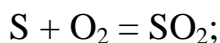
1. Приход теплоты с жидкой серой

$$Q_{(ж)S} = 1000 / 32 \cdot 22,7 \cdot 408 = 289,4 \text{ кДж.}$$

2. Приход теплоты с воздухом

$$Q_{(г)возд} = G_{возд} \cdot C_{рвозд} \cdot T,$$

$G_{возд}$  определяем из уравнения горения серы по кислороду с учетом  $\alpha = 1,8$ :



$G_{O_2}$  по стехиометрии горения 1000 г серы будет равно

$$G_{O_2} = (32 \cdot 1000) / 32 = 1000 \text{ г;}$$

с учетом избытка  $\alpha = 1,8$   $G_{O_2} = 1800 \text{ г.}$

Массу азота в воздухе, содержащем 1800 г кислорода, находим из пропорции

$$1800 \text{ г} - 0,233$$

$$G_{N_2} - 0,767,$$

где 0,233 – массовая доля кислорода в воздухе; 0,767 – массовая доля азота в воздухе.

$$G_{N_2} = (1800 \cdot 0,767) / 0,233 = 5925,3 \text{ г;}$$

$$G_{возд} = 5925,3 + 1800 = 7725,3 \text{ г.}$$

Определим теплоемкость воздуха

$$C_{рвозд} = 29,37 \cdot 0,21 + 29,12 \cdot 0,79 = 29,17 \text{ Дж/моль} \cdot \text{К,}$$

где 0,21 и 0,79 – мольные доли кислорода и азота в воздухе.

Тогда  $Q_{(г)возд} = 7725,3 / 29 \cdot 29,17 \cdot 298 = 2315,6 \text{ кДж.}$

3. При сгорании 1000 г серы образуется 2000 г диоксида серы, и при этом выделится теплота:

$$Q_{(х.р)} = 2000 / 64 \cdot (-296,9) = 9278,1 \text{ кДж.}$$

$$\text{Всего } Q_{\text{прих}} = 289,4 + 2315,6 + 9278,1 = 11883,1 \text{ кДж.}$$

Потери тепла – 5 % от прихода, значит

$$Q'_{(п)потер} = 11883,1 \cdot 0,05 = 594,2 \text{ кДж.}$$

Используя уравнение теплового баланса, найдем количество теплоты, уходящего с продуктами горения:

$$Q'_{(г)обж.газ} = Q_{\text{прих}} - Q'_{(п)потер} = 11883,1 - 594,2 = 11288,9 \text{ кДж.}$$

Температура уходящего газового потока может быть найдена из уравнения

$T = Q'_{(г)обж.газ} / (C_{рO_2} \cdot G'_{O_2} / 32 + C_{рN_2} \cdot G'_{N_2} / 28 + C_{рSO_2} \cdot G'_{SO_2} / 64);$   
с учетом  $G'_{O_2} = 800 \text{ г; } G'_{N_2} = 5925,3 \text{ г; } G'_{SO_2} = 2000 \text{ г}$  получаем, что

$$T = 11288,9 \cdot 10^3 / (29,37 \cdot 800 / 32 + 29,12 \cdot 5925,3 / 28 + 39,87 \cdot 2000 / 64) = 1386 \text{ К.}$$

**Сводная таблица теплового баланса  
процесса горения 1000 г серы в избытке воздуха ( $\alpha = 1,8$ )**

Приход		Расход	
Статья	кДж	Статья	кДж
1. С воздухом, в т. ч. кислород (1800 г) азот (5925,3 г)	492,3 1836,4	1. С азотом (5925,3 г) 2. С кислородом (800 г)	8540,9 1017,6
2. С серой (1000 г)	289,4	3. С диоксидом серы (2000 г)	1726,9
3. Теплота химической реакции	9278,1	4. Потери теплоты (5 %)	594,8
<b>Итого</b>	<b>11896,2</b>	<b>Итого</b>	<b>11880,2</b>

Расхождение баланса ( $\Delta Q / Q_{\text{ПРИХ}}$ )  $\cdot 100 \text{ \%} = 0,13 \text{ \%}$ , что допустимо.

Вариант 0

В котел-утилизатор поступает газ с температурой 1373 К. Определить расход воды на питание котла ( $T = 313 \text{ К}$ ), если уходящий газ имеет температуру 773 К, а энтальпия пара 3010 кДж/кг.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Расход газа, поступающего в котел	2000 м <sup>3</sup> /ч	1600 кг/ч	1000 моль/ч	2500 м <sup>3</sup> /ч	1800 кг/ч
Состав газа:	об. доля, %	мас. доля, %	об. доля, %	об. доля, %	мас. доля, %
SO <sub>2</sub>	9,0	18,7	9,0	8,0	17,0
O <sub>2</sub>	9,0	8,6	12,0	13,0	10,0
N <sub>2</sub>	82,0	72,7	79,0	79,0	73,0
Потери тепла, % от прихода	5	6	7	8	9

Вариант 1

При получении олеума содержащий SO<sub>3</sub> газ с температурой 313 К орошается 20 %-ным олеумом с температурой 313 К. Определите количество подаваемого на орошение олеума при

заданной степени абсорбции  $\text{SO}_3$ , если теплота конденсации газообразного  $\text{SO}_3$  – 481,85 кДж/кг  $\text{SO}_3$ , теплота растворения жидкого  $\text{SO}_3$  в 20 %-ном олеуме – 23,25 кДж/моль  $\text{SO}_3$ , температура уходящего газа – 323 К, температура олеума на выходе – 328 К. Средняя теплоемкость олеума – 1,344 кДж/(м<sup>3</sup>·град), газа – 1,42 кДж/(м<sup>3</sup>·град), или 2,04 кДж/(кг·град). Потерями тепла пренебречь.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Производительность аппарата по газу	1000 м <sup>3</sup> /ч	1500 кг/ч	2000 моль/ч	2500 м <sup>3</sup> /ч	3000 кг/ч
Состав газа:	об. доля, %	мас. доля, %	об. доля, %	об. доля, %	мас. доля, %
$\text{SO}_3$	7,0	17,0	7,0	7,5	19,0
$\text{O}_2$	14,0	14,0	10,0	9,5	11,0
$\text{N}_2$	79	69	83	83	70
Степень абсорбции, %	30	40	50	35	70

### Вариант 2

Для выделения аммиака из азотоводородной смеси заданного состава ее охлаждают водой с температурой 293 К. Определите расход воды на получение 1000 кг аммиака при заданных степени конденсации аммиака, начальной и конечной температурах газа; конечная температура воды – 308 К; энтальпия жидкого аммиака – 170 кДж/кг.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Состав газа:	об. доля, %	мас. доля, %	моль, %	об. доля, %	мас. доля, %
$\text{NH}_3$	22	18	12	16	20
$\text{N}_2$	19	63	22	20	62
$\text{H}_2$	57	15	66	60	14
$\text{CH}_4$	2	4	--	4	4
Начальная температура, К	340	350	360	370	380
Конечная температура, К	310	315	315	310	305

Степень конденсации, %	45	50	55	50	45
------------------------	----	----	----	----	----

**Средние теплоемкости газов, Дж/(моль · град)**

T, К	NH <sub>3</sub>	N <sub>3</sub>	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>
305–380	35,16	29,12	28,83	35,71

Вариант 3

На выходе из контактного аппарата окисления SO<sub>2</sub> температура газа составляет T<sub>2</sub>, а степень окисления X. Вычислите температуру T<sub>1</sub> исходной смеси заданного состава:



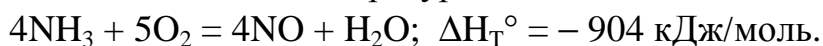
Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Состав исходного газа:	об. доля, %	мас. доля, %	моль. %	об. доля, %	мас. доля, %
SO <sub>2</sub>	9	18	9	8	17
O <sub>2</sub>	12	9	9	13	10
N <sub>2</sub>	79	73	82	79	73
Температура, T <sub>2</sub> , К	830	840	850	860	870
Степень окисления X, %	0,50	0,55	0,60	0,65	0,70

**Средние теплоемкости газов, Дж/(моль · град)**

T, К	SO <sub>2</sub>	SO <sub>3</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
T <sub>2</sub> – 830 – 870	45,16	60,82	30,77	29,76
T <sub>1</sub> – ?	43,53	58,00	30,00	29,48

Вариант 4

Вычислить температуру продуктов сгорания аммиачно-воздушной смеси, если температура исходной смеси T<sub>1</sub>:



Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Состав	об. доля,	мас. доля,	моль. доля,	об. доля, %	мас. доля,

аммиачно-воздуш-ной смеси:	%	%	%		%
NH <sub>3</sub>	8,5	4,9	7,5	7,7	4,7
O <sub>2</sub>	18,0	20,7	18,5	18,3	20,8
N <sub>2</sub>	74,0	74,4	74,0	74,0	74,5
Температура, T <sub>2</sub> , К	800	810	820	830	840
Степень окисления X, %	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5

**Средние теплоемкости веществ, кДж/(м<sup>3</sup> · град)**

T, К	NH <sub>3</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	NO	H <sub>2</sub> O
800–800	2,703	1,145	1,352	3,03	2,50
T – ?	2,970	1,491	1,394	3,15	2,75

**Вариант 5**

В контактный аппарат для получения метанола поступает смесь указанного состава с температурой T<sub>1</sub>. Определите степень превращения CO, если температура смеси на выходе из аппарата 670 К:



Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Состав смеси на входе в аппарат:	об. доля, %	мас. доля, %	моль. доля, %	об. доля, %	мас. доля, %
CO	20	72	15	12	70
H <sub>2</sub>	80	28	85	88	30
Температура, T <sub>1</sub> , К	620	625	630	635	640

**Средние теплоемкости газов, кДж/(кг · град)**

T, К	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> OH
620–640	1,061	14,478	1,827
670	1,066	14,490	1,872

**Вариант 6**

Аммиак образуется из азотоводородной смеси стехиометрического состава по реакции



Определите количество отводимого тепла, если смесь поступает с температурой  $T_1$ , а выходит из аппарата с температурой  $T_2$  и содержит  $X$ , % аммиака.

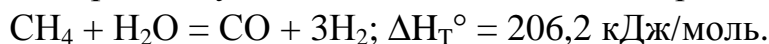
Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Расход азотоводородной смеси	м <sup>3</sup> /с 1000	кг/с 600	моль/с 200	м <sup>3</sup> /с 500	кг/с 300
Содержание аммиака на выходе из колонны, $X$	об. доля, %	мас. доля, %	об. доля, %	об. доля, %	мас. доля, %
Температура, $T_1$ , К	30	25	35	33	23
Температура $T_2$ , К	690	700	710	700	690
	810	800	810	800	790

#### Средние теплоемкости газов, Дж/(моль · град)

$T$ , К	$\text{N}_2$	$\text{H}_2$	$\text{NH}_3$
690–710	30,01	29,15	41,71
790–810	30,22	29,28	43,09

#### Вариант 7

Водород получают каталитической конверсией метана:



Какое количество тепла необходимо затратить для получения водорода, если потери тепла  $X$  % от прихода? Соотношение  $\text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O} = 1 : Y$ . Температура газов на входе в реактор –  $T_1$ , выходящих –  $T_2$ , степень конверсии –  $\alpha$ , %.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Производительность по водороду	м <sup>3</sup> 1000	кг 1000	моль 500	м <sup>3</sup> 5000	кг 800
Потери тепла, $X$ , %	5	6	7	8	9
Соотношение $\text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O}$ , $Y$ ,					

моль/моль	3,5	3,7	3,9	4,1	4,3
Температура, T <sub>1</sub> , К	700	710	720	730	740
Температура T <sub>2</sub> , К	1100	1120	1140	1160	1180
Степень конверсии, α, %.	63	64	65	66	67

**Средние теплоемкости газов, Дж/(моль · град)**

T, К	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	CO	H <sub>2</sub>
700–740	47,78	35,60	30,29	29,17
1100–1180	58,22	37,80	31,26	29,79

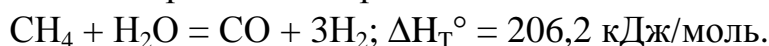
Вариант 8

В вакуум-испаритель поступает X, т/ч раствора с температурой T<sub>1</sub> К и охлаждается до T<sub>2</sub> К. Определить количество испаренной воды, если теплосодержание пара 2610 кДж/кг, а теплоемкость раствора 2,26 кДж/(кг · град). Потерями тепла пренебречь.

Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Производительность, X, т/ч	300	400	500	600	700
Температура, T <sub>1</sub> , К	346	348	350	352	354
Температура T <sub>2</sub> , К	316	318	320	322	324

Вариант 9

Составьте тепловой баланс реактора для получения водорода каталитической конверсией метана. Определите количество тепла, затраченное на проведение процесса:



Исходные данные	Номер примера				
	0, 3	1, 4	2, 5	6, 9	7, 8
Производительность по метану	м <sup>3</sup> /ч	кг/ч	моль/ч	м <sup>3</sup> /ч	кг/ч
	9000	8000	600	5000	6000
Потери тепла, X, % от прихода	10	12	14	16	18
Соотношение CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O, Y, моль/моль	3,2	3,3	3,4	3,5	3,6
Температура реагентов, К	600	620	640	660	680
Температура продуктов, К	1000	1040	1080	1120	1160
Степень конверсии, α, %.	60	61	62	63	64

### Средние теплоемкости газов, кДж/(кг · град)

T, К	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	CO	H <sub>2</sub>
600–680	2,816	1,938	1,066	14,490
1000–1160	3,636	2,098	1,122	14,721

## 5. Химические реакторы

Химический реактор – аппарат для проведения химических реакций или физико-химических превращений. Химико-технологический процесс осуществляется внутри реакционного объема  $V_p$  реактора. Если мысленно объем реактора окружить замкнутой поверхностью (контрольной поверхностью) и вести в течение некоторого времени  $t_{\text{НАБ}}$  (времени наблюдения или контрольного времени, обычно принимаемого равным 1 с, 1 ч, 1 сут и т. д.) наблюдения за входными и выходными потоками реактора и в различных точках внутри реакционного объема за температурой и концентрацией всех компонентов реакционной смеси, то на основании закона сохранения массы можно выразить материальный баланс реактора с помощью уравнения, например, для реагента А:

$$m_{A, (ПР)} = m_{A, (РАСХ)}, \quad (1)$$

$$m_{A, (РАСХ)} = m_{A, (СТ)} + m_{A, (Х.Р)} + m_{A, (НАК)}. \quad (2)$$

Объединяя (1) и (2), получаем

$$m_{A, (ПР)} = m_{A, (СТ)} + m_{A, (Х.Р)} + m_{A, (НАК)}, \quad (3)$$

где  $m_{A, (ПР)}$  – приход реагента А, « приток » реагента А в реактор, количество реагента А, поступившее в реактор с входными потоками через контрольную поверхность в течение контрольного времени;  $m_{A, (РАСХ)}$  – расход реагента, поступившего внутрь реактора (контрольного объема), трансформация реагента по различным каналам, а именно: « сток », химическое превращение, накопление;  $m_{A, (СТ)}$  – « сток » реагента А, количество реагента А, покидающего реактор через контрольную поверхность в течение контрольного времени с потоком конечных продуктов;  $m_{A, (Х.Р)}$  – количество реагента А в объеме реактора, превратившееся в течение контрольного времени в продукт в результате химической реакции;  $m_{A, (НАК)}$  – количество реагента А, которое в течение контрольного времени израсходовано на увеличение общего запаса реагента А в объеме реактора (для стационарных или периодических процессов) за счет увеличения концентрации реагента А или степени заполнения объема реактора.



Различают следующие типы реакторов с различными режимами движения (кинематикой) входных и выходных потоков (реакционной среды) и степенью смешения входного потока с содержимым реактора:

- реактор идеального смешения периодического действия (РИС-П);
  - реактор идеального смешения непрерывного действия (РИС-Н);
  - реактор идеального вытеснения непрерывного действия (РИВ).

Реакторы непрерывного действия (РИС-Н и РИВ) рассматриваем в стационарном состоянии, когда  $m_{A, (НАК)} = 0$ . В таком случае уравнение (3) может быть преобразовано:

$$m_{A, (X.P)} = m_{A, (ПР)} - m_{A, (СТ)}; \quad (4)$$

$$m_{A, (X.P)} = r_A \cdot V_P; \quad (5)$$

$$m_{A, (ПР)} = W \cdot C_{A,0}; \quad m_{A, (СТ)} = W \cdot C_A, \quad (6)$$

где  $r_A$  – скорость реакции, измеренная по реагенту А и усредненная по объему реактора (среднеобъемная скорость);  $C_{A,0}$  и  $C_A$  – начальная и конечная концентрации реагента А в реакционной смеси, концентрации на входе и выходе реактора;  $V_P$  – объем реактора;  $W$  – объемный расход реакционной смеси.

Важнейшей характеристикой работы реактора является время пребывания (время контакта)  $\tau$  в реакторе, зависящее от параметров материального баланса и кинетики процесса, которое для проточных реакторов с учетом уравнений (3-6) определяется выражением

$$\tau = V_P / W = (C_{A,Н} - C_{A,К}) / r_A = (C_{A0} - C_A) / r_A(C_{A0}, C_A). \quad (7)$$

При использовании (7) необходимо учитывать особенности функционирования реакторов различных типов. Например, в РИС-Н благодаря интенсивному перемешиванию концентрация  $C_{A,К}$  реализуется не только на выходе из реактора, но и во всех точках его реакционного объема, вследствие чего  $r_A$  в (7) оказывается равной мгновенной скорости  $r_A(C_A)$ , отвечающей условиям на выходе реактора. Для РИВ  $r_A$  совпадает с  $r_A(C_A)$  лишь в пределах элементарного объема (слоя), когда  $\tau$  можно заменить на  $d\tau$ , а  $(C_{A,0} - C_A)$  – на  $(-dC_A)$ . С учетом сказанного получаем уравнения (8) и (9), называемые «характеристическими уравнениями реакторов»:

$$\text{РИС-Н: } \tau = (C_{A,0} - C_A) / r_A(C_A); \quad (8)$$

$$\text{РИВ: } d\tau = -dC_A / r_A(C_A) \Rightarrow \tau = - \int_{C_{A,0}}^{C_A} dC_A / r_A(C_A). \quad (9)$$

Аналогичное (9) уравнение может быть применено к РИС-П – реактору смешения периодического действия.

Значение  $r_A(C_A)$  в (8) может быть задано численно, а в (9) должно быть задано аналитически, т. е. в виде функций с помощью кинетического уравнения ХТП в особой интегрируемой форме, когда скорость реакции представляется как функция одной переменной  $C_A$ .

Например, если протекающая реакция  $A \rightarrow R$  необратима и имеет 1-й порядок, то ее кинетическое уравнение следующее:

$$r_A = k_1 \cdot C_A. \quad (10)$$

В случае протекания обратимой реакции  $A \rightleftharpoons R$ , имеющей 1-й порядок в обоих направлениях, получаем кинетическое уравнение обратимой реакции 1-го порядка:

$$r_A = k_1 \cdot C_A - k_2 \cdot C_R, \quad (11)$$

где  $k_1, k_2$  – константы скорости прямой и обратной реакции;  $C_A$  и  $C_R$  – концентрации реагента  $A$  и продукта  $R$  в рассматриваемом сечении реактора.

При расчете  $\tau$  в РИС-Н, согласно (8), для расчета  $r_A$  в уравнения (10) и (11) надо только подставить численные значения  $C_A, C_R, k_1$  и  $k_2$ , тогда как при расчете  $\tau$  в РИВ и РИС-П в (9) надо осуществить интегрирование, что требует представления скорости  $r_A(C_A)$  в интегрируемой форме, т. е. как функции одной переменной в виде формулы. Для этого используем  $\xi$ -меру полноты протекания реакции, равную изменению концентрации реагента  $A$  за время реакции:

$$\xi = C_{A,0} - C_A; \quad (12)$$

$$C_A = C_{A,0} - \xi; \quad C_R = \xi. \quad (13)$$

$$\text{Скорость реакции } r_A = -dC_A / d\tau = d\xi / d\tau. \quad (14)$$

После подстановки (12-14) в (11) и далее в (9) получаем кинетическое уравнение в интегрируемой форме, так как оно имеет разделяющиеся переменные  $\xi$  и  $\tau$ :

$$d\xi / d\tau = k_1 (C_{A,0} - \xi) - k_2 \cdot \xi; \quad (15)$$

$$\begin{aligned} \tau &= \int_0^{\xi_{\text{кон.}}} d\xi / [k_1 (C_{A,0} - \xi) - k_2 \cdot \xi] = \\ &= - (1 / (k_1 + k_2)) \cdot \ln [k_1 (C_{A,0} - \xi_{\text{кон.}}) - k_2 \cdot \xi_{\text{кон.}}] \Big|_0^{\xi_{\text{кон.}}} = \\ &= - [k_1 (1 + 1 / K_C)]^{-1} \cdot \ln [1 - (1 + 1 / K_C) \cdot \xi_{\text{кон.}} / C_{A,0}], \end{aligned} \quad (16)$$

где  $K_C = k_1 / k_2$  – константа равновесия реакции;  $\xi_{\text{кон.}}$  – мера полноты реакции, отвечающая окончанию процесса.

Аналогичным образом могут быть использованы и кинетические уравнения 2-го, 3-го или даже дробного порядка,

применяемые для описания кинетики каталитических реакций. Проиллюстрируем это реакцией



кинетика которого описывается уравнением 3-го порядка

$$r_{\text{O}_2} = k_1 \cdot C_{\text{NO}}^2 \cdot C_{\text{O}_2}; \quad (18)$$

$$\begin{aligned} d\xi / d\tau &= k_1 (2a - 2\xi)^2 \cdot (b - \xi) = 4k_1 (a - \xi)^2 \cdot (b - \xi) = \\ &= k_1 (2a - 2\xi)^2 \cdot (b - \xi), \end{aligned} \quad (19)$$

где  $a$  – половина начальной концентрации NO;  $b$  – начальная концентрация O<sub>2</sub>.

Интегрируем (19):

$$\begin{aligned} \tau &= (1/4k_1) \int_0^{\xi_{\text{кон.}}} \{d\xi / [(a - \xi)^2 \cdot (b - \xi)]\} = \\ &= 1/ (4k_1 (b - a)) \int_0^{\xi_{\text{кон.}}} [1 / (a - \xi)] / [(1 / (a - \xi)) - (1 / (b - \xi))] d\xi = \\ &= 1/ (4k_1 (b - a)) \{1 / (a - \xi) + (1/(b - a)) [\ln (a - \xi) - \ln (b - \xi)]\} \Big|_0^{\xi_{\text{кон.}}} \end{aligned}$$

Отсюда получаем

$$\begin{aligned} \tau &= 1/ (4k_1 (b - a)^2) \{ \ln [b (a - \xi) / (a (b - \xi))] + \\ &+ [(b - a)\xi / (a (a - \xi))] \} = 1 / (4k_1 (b - a)^2) \{ \ln [(1 - x) / \\ &/ (1 - (a / b) x)] + [(b/a - 1) x / (1 - x)] \}. \end{aligned} \quad (20)$$

*Пример.* Окись азота подвергается окислению согласно уравнению реакции (17) при атмосферном давлении и температуре 30 °С в реакторе периодического действия до достижения степени превращения 60 %. Рассчитать продолжительность процесса. Состав исходной газовой смеси, об. доля, %: NO – 9; O<sub>2</sub> – 8; N<sub>2</sub> – 83. Значение константы скорости  $2,65 \cdot 10^4 \text{ c}^{-1}$ .

*Решение.* Рассматриваемая реакция является необратимой реакцией 3-го порядка, следовательно, ее кинетическое уравнение (18).

Приведенное значение константы скорости отвечает условию, когда все концентрации выражены в кмоль/м<sup>3</sup> (или моль/л), поэтому состав исходной реакционной смеси выразим в кмоль/м<sup>3</sup>. Концентрация компонентов составит по уравнению Клапейрона – Менделеева:

$$C_j = n / V_{\text{см}} = P_j / (R \cdot T) = (P \cdot N_j) / (R \cdot T),$$

где  $N_j$  – мольная доля  $\text{NO}$  в исходной смеси;  $P$  – общее давление, Па;  $V_{\text{см}}$  – объем смеси.

$$C_{\text{NO, НАЧ}} = (1,01325 \cdot 10^5 \cdot 0,09) / (8,3147 \cdot 303,15) = 3,618 \text{ моль/м}^3 = 3,618 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/м}^3;$$

$$C_{\text{O, НАЧ}} = (1,01325 \cdot 10^5 \cdot 0,08 \cdot 10^{-3}) / (8,3147 \cdot 303,15) = 3,22 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/м}^3.$$

Далее учтем характеристическое уравнение заданного типа химического реактора РИС-П, получаемое интегрированием уравнения (18) и совпадающего с (20).

Рассчитаем  $\xi_{\text{кон}}$ , отвечающее заданной степени превращения  $\text{NO}$ , согласно (8):

$$\xi_{\text{кон}} = a \cdot X_{\text{NO}} = 1/2 \cdot 3,618 \cdot 10^{-3} \cdot 0,6 = 1,0854 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/м}^3;$$

$$a = 1/2 \cdot 3,618 \cdot 10^{-3} = 1,809 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/м}^3;$$

$$b = 3,22 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/м}^3.$$

Подставляем найденное значение  $\xi$  в (20) и получаем, что

$$\tau = 12,6 \text{ с.}$$

### Указания к решению других вариантов задач

1. Характеристическое уравнение реактора выбирается из (8), (9) или (22).

2. Полученное в конечном счете время реакции  $\tau$  в реакторах непрерывного действия используется для расчета объема реактора:

$$V_p = \tau \cdot W. \quad (23)$$

3. Объемная производительность реакторов  $W$  по условию заданий дана в  $\text{м}^3/\text{ч}$  при нормальных условиях (н.у.). Этот поток надо пересчитать на  $\text{м}^3/\text{с}$  и скорректировать на заданные  $T$  и  $P$  по уравнению Клапейрона – Менделеева:

$$P \cdot W / T = P_{\text{н.у.}} \cdot W_{\text{н.у.}} / T_{\text{н.у.}} \quad (24)$$

### Вариант 0 (Вариант 5)

Нитрозные газы с содержанием компонентов, об. доля, %:  $\text{NO}$  – 10;  $\text{O}_2$  – 8;  $\text{N}_2$  – остальное, направляются для осуществления реакции окисления окиси азота до двуокиси азота по реакции



кинетическое уравнение которой соответствует необратимой реакции 3-го порядка, в непрерывно действующий реактор идеального вытеснения при общем давлении 0,2 МПа с целью достижения степени превращения NO в NO<sub>2</sub>, равной 90% при объемной скорости нитрозных газов (при н. у.), равной 30 000 м<sup>3</sup>/ч. Рассчитать объем реактора, обеспечивающий указанный процесс, при условии, что его температура и численное значение константы скорости реакции, а также общее давление (в МПа) отвечают номеру примера из таблицы.

Для *Варианта 5* условие задачи остается тем же, за исключением общего давления, равного 0,3 МПа.

Номер примера	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Температура, °С	30	90	0	40	80	10	70	20	60	50
Значение константы скорости реакции (1)	2,65 · 10 <sup>4</sup>	2,00 · 10 <sup>4</sup>	3,17 · 10 <sup>4</sup>	2,52 · 10 <sup>4</sup>	2,10 · 10 <sup>4</sup>	3,00 · 10 <sup>4</sup>	2,20 · 10 <sup>4</sup>	2,80 · 10 <sup>4</sup>	2,30 · 10 <sup>4</sup>	2,40 · 10 <sup>4</sup>

#### Вариант 1 (Вариант 6)

Используя условие Варианта 0, рассчитать объем реактора идеального смешения непрерывного действия, используя температуру и константу скорости из таблицы.

Для *Варианта 6* условие задачи остается тем же, за исключением общего давления, равного 0,3 МПа.

#### Вариант 2 (Вариант 7)

Используя условие Варианта 0, рассчитать графически и численно объем каскада реакторов идеального смешения, состоящего из реакторов непрерывного действия равного между собой объема, используя температуру и константу скорости из таблицы.

Для *Варианта 7* условие задачи остается тем же, за исключением общего давления, равного 0,3 МПа.

#### Вариант 3 (Вариант 8)

Используя условие Варианта 0, рассчитать графически и численно объем каскада реакторов идеального смешения непрерывного действия, состоящего из 3-х реакторов равного между собой объема, используя температуру и константу скорости из таблицы.

Для *Варианта 8* условие задачи остается тем же, за исключением общего давления, равного 0,3 МПа.

#### Вариант 4 (Вариант 9)

Используя условие Варианта 0, рассчитать объемы реакторов непрерывного действия, образующих каскад, состоящий из реактора идеального смешения (1-й реактор по ходу движения сырья) и реактора идеального вытеснения (2-й реактор по ходу движения сырья), при дополнительном условии, что в первом реакторе каскада достигается степень превращения 45 %, а остальное – во втором реакторе каскада, используя температуру и константу скорости из таблицы.

Для *Варианта 9* условие задачи остается тем же, за исключением общего давления, равного 0,3 МПа.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Расчеты химико-технологических процессов // Под общ. ред. И.П. Мухленова. – Л.: Химия, 1976. – 300 с.
2. Бесков С.Д. Техно-химические расчеты. – М.: Высш. школа, 1962. – 468 с.
3. Расчеты по технологии неорганических веществ // Под. общ. ред. М.Е. Позина. – Л.: Химия, 1977. – 495 с.
4. Аранская О.С. Сборник задач и упражнений по химической технологии и биотехнологии. – Мн.: Университетское. 1989. – 311с.

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение .....	3
1. Требования и методические указания к выполнению контрольных работ.....	4
2. Программа курса «Общая химическая технолгия».....	5
3. Теоретические вопросы.....	10
4. Практические задания.....	13
Литература.....	52
...	