

Министерство образования и науки Пермского края  
ГБПОУ «Уральский химико-технологический колледж»



## **ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

Методические указания для обучающихся заочно  
в системе среднего профессионального образования по специальности  
18.02.06 Химическая технология органических веществ

Губаха, 2017 год

Рассмотрено и одобрено  
на заседании ПЦК  
№ \_\_ от \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.  
Председатель ПЦК  
Специальностей 18.02.06; 15.02.07.  
\_\_\_\_\_ С.В. Ваганова

**УТВЕРЖДАЮ**  
Зам. директора по УР  
\_\_\_\_\_ И.В. Шлегель  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

Методические указания по учебной дисциплине «Теоретические основы химической технологии» для обучающихся заочно в системе среднего профессионального образования по специальности 18.02.06 Химическая технология органических веществ. /Сост. С.В. Ваганова – Губаха: УХТК, 2017 – 59 с.

Методические указания содержат материалы для самостоятельного освоения студентами – заочниками учебной дисциплины «Теоретические основы химической технологии» и контроля степени его усвоения.

Организация-разработчик: ГБПОУ «Уральский химико-технологический колледж»

Разработчик: Ваганова Светлана Васильевна, высшая квалификационная категория, Почетный работник СПО

## СОДЕРЖАНИЕ

	стр.
Пояснительная записка	4
1. Тематический план и содержание учебной дисциплины «Теоретические основы химической технологии»	7
2. Методические указания по изучению учебного материала	10
3. Методические рекомендации по выполнению и оформлению контрольной работы	17
4. Задания на контрольную работу	19
4.1 Вопросы для выполнения теоретической части контрольной работы	20
4.1.1 Таблица вариантов к теоретической части контрольной работы	23
4.2 Методические указания к решению задач и выполнению задания расчетной части контрольной работы	24
4.2.1 Элементы расчетов химико-технологических процессов массовый, объемный и мольный состав	24
4.2.3 Основные показатели стадии химического превращения	27
4.2.4 Элементы расчетов химических реакторов	29
4.2.5 Тепловые расчеты химико-технологических процессов	33
4.3 Задачи к расчетной части контрольной работы	39
4.4 Таблица вариантов для выполнения расчетной части контрольной работы	52
5. Перечень вопросов для подготовки к экзамену	53
6. Перечень рекомендуемых учебных изданий, интернет-ресурсов, дополнительной литературы	56
ПРИЛОЖЕНИЕ 1 Основные формулы для расчетной части контрольной работы	58

## ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

Методические указания составлены на основе рабочей программы учебной дисциплины «Теоретические основы химической технологии» (принадлежит к учебному циклу общепрофессиональных дисциплин ОП 06), которая является частью основной профессиональной программы базовой подготовки в соответствии с ФГОС СПО по специальности 18.02.06 Химическая технология органических веществ и может быть использована в дополнительном профессиональном образовании (в программах повышения квалификации и переподготовки) и профессиональной подготовке специалистов в области химической технологии органических веществ, профессиональной подготовке специалистов в области производства и глубокой переработки метанола.

Результатом освоения **ОП.06. «Теоретические основы химической технологии»** является **формирование у обучающихся умений:**

- выполнять материальные и энергетические расчеты технологических показателей химических производств;
- определять оптимальные условия проведения химико-технологических процессов;
- составлять и делать описание технологических схем химических процессов;
- обосновывать целесообразность выбранной технологической схемы и конструкции оборудования.

В результате освоения дисциплины обучающийся должен **знать:**

- теоретические основы физических, физико-химических и химических процессов;
- основные положения теории химического строения веществ;
- основные понятия и законы физической химии и химической термодинамики;
- основные типы, конструктивные особенности и принцип работы технологического оборудования производства;

- основы теплотехники, теплопередачи, выпаривания;
- технологические системы основных химических производств и их аппаратное оформление.

В результате освоения дисциплины должны формироваться следующие компетенции

**- профессиональные:**

ПК 1.1. Подготавливать оборудование к безопасному пуску, выводу на технологический режим и остановке.

ПК 1.2. Контролировать работу основного и вспомогательного оборудования, технологических линий, коммуникаций и средств автоматизации.

ПК 1.3. Обеспечивать безопасную эксплуатацию оборудования при ведении технологического процесса.

ПК 1.4. Подготавливать оборудование к проведению ремонтных работ.

ПК 2.1 Подготавливать исходное сырье и материалы.

ПК 2.2 Поддерживать заданные параметры технологического процесса с помощью контрольно-измерительных приборов и результатов аналитического контроля.

ПК 2.3 Выполнять требования промышленной и экологической безопасности и охраны труда.

ПК 2.4 Рассчитывать технико-экономические показатели Технологического процесса.

ПК 2.5 Соблюдать нормативы образования газовых выбросов, сточных вод и отходов производства.

ПК 3.1. Контролировать и вести учет расхода сырья, материалов, энергоресурсов, полупродуктов, готовой продукции и отходов.

ПК 3.2. Контролировать качество сырья, полуфабрикатов (полупродуктов) и готовой продукции.

ПК 3.3. Выявлять и устранять причины технологического брака.

ПК 3.4. Принимать участие в разработке мероприятий по снижению расхода сырья, энергоресурсов и материалов.

ПК 4.1. Планировать и координировать деятельность персонала по выполнению производственных заданий.

ПК 4.2. Организовывать обучение безопасным методам труда, правилам технической эксплуатации оборудования, техники безопасности.

ПК 4.3. Контролировать выполнение правил техники безопасности, производственной и трудовой дисциплины, требований охраны труда промышленной и экологической безопасности.

ПК 4.4. Участвовать в оценке и обеспечении экономической эффективности работы подразделения.

**- общие:**

ОК 1. Понимать сущность и социальную значимость своей будущей профессии, проявлять к ней устойчивый интерес.

ОК 2. Организовывать собственную деятельность, определять методы и способы выполнения профессиональных задач, оценивать их эффективность и качество.

ОК 3. Решать проблемы, оценивать риски и принимать решения в нестандартных ситуациях.

ОК 4. Осуществлять поиск, анализ и оценку информации, необходимой для постановки и решения профессиональных задач, профессионального и личностного развития.

ОК 5. Использовать информационно-коммуникационные технологии для совершенствования профессиональной деятельности.

ОК 6. Работать в коллективе и команде, обеспечивать ее сплочение, эффективно общаться с коллегами, руководством, потребителями.

ОК 7. Ставить цели, мотивировать деятельность подчиненных, организовывать и контролировать их работу с принятием на себя ответственности за результат выполнения заданий.

ОК 8. Самостоятельно определять задачи профессионального и личностного развития, заниматься самообразованием, осознанно планировать повышение квалификации.

ОК 9. Быть готовым к смене технологий в профессиональной деятельности.

Результатом освоения учебной дисциплины «Теоретические основы химической технологии» является готовность обучающегося овладения принципами, на которых основаны промышленные процессы превращения сырья; методами прогнозирования состава и свойств получаемых продуктов; изучения особенностей и закономерностей процессов, протекающих при переработке сырья и получении органических продуктов, формулирования основных подходов к кинетическому описанию, математическому моделированию технологических процессов органического синтеза, и составляющих его профессиональных компетенций, а также общие компетенции, формирующиеся в процессе освоения ОПОП в целом.

Текущий контроль и оценка результатов освоения дисциплины «Теоретические основы химической технологии» осуществляется преподавателем в процессе проведения и защиты практических работ, тестирования по каждому модулю, письменного или тестового опроса, а также выполнения и защиты обучающимися контрольной работы.

Формой промежуточной аттестации по дисциплине является дифференцированный зачет.

## **1. ТЕМАТИЧЕСКИЙ ПЛАН И СОДЕРЖАНИЕ УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЫ «ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ»**

<b>Наименование разделов и тем</b>	<b>Содержание учебного материала, лабораторные работы и практические занятия, самостоятельная работа обучающихся</b>	
<b>Введение</b>	Значение и содержание дисциплины «Теоретические основы химической технологии», связь ее с другими дисциплинами. Химическая технология как наука. Значение химической технологии и химического машиностроения для народного хозяйства. Основные тенденции развития современной химической промышленности.	
<b>Модуль 1 «Теоретические основы и аппаратное оформление процессов химического превращения веществ»</b>		
<b>Блок 1.1 Химическое превращение веществ,</b>	1	Понятие и структура химико-технологического процесса. Технологический режим. Параметры технологического режима. Показатели химико-технологического процесса.
	2	Термодинамические и кинетические характеристики химико-технологических процессов. Расчет материального баланса ре-

<b>его составляющие и их основные характеристики</b>		акции Расчет теплового баланса
	3	Равновесие химических реакций. Способы смещения равновесия. Зависимость константы равновесия от температуры. Расчет равновесия по термодинамическим данным.
	Практическое занятие №1 Расчет технико-экономических показателей химико-технологических процессов	
	Практическое занятие №2 Составление и расчет материальных балансов химико-технологических процессов.	
	Практическое занятие №3 Составление и расчет тепловых балансов химико-технологических процессов	
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> 1. Доклад на тему: «Краткие сведения по истории развития химической технологии» 2. Составление и расчет материального и теплового балансов пиролиза углеводородов	
<b>Блок 1.2 Использование законов химической кинетики при выборе технологического режима</b>	1	Основные понятия химической кинетики. Скорость химической реакции. Частный порядок реакции. Механизм реакции. Лимитирующая стадия. Выполнение технологических расчетов.
	2	Влияние различных факторов на скорость, выход и селективность простых и сложных реакций
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> Доклад на тему: «Способы определения реакций различного порядка по опытным и литературным данным» Выполнение технологических расчетов.	
<b>Блок 1.3 Гомогенные и гетерогенные химико-технологические процессы</b>	1	Гомогенные процессы.
	2	Общие особенности гетерогенных процессов. Диффузионная область гетерогенных процессов. Гетерогенные некаталитические процессы в системах газ – твердое вещество, газ – жидкость (газожидкостные реакции)
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> Самостоятельное изучение темы: «Процессы и реакторы для системы твердое вещество – жидкость» Выполнение технологических расчетов.	
<b>Блок 1.4 Катализ в химической технологии</b>	1	Применение катализаторов в химической технологии. Механизм действия катализаторов
	2	Гомогенный катализ. Промышленное использование гомогенных каталитических процессов. Гетерогенные некаталитические процессы в системах газ – твердое вещество, газ – жидкость (газожидкостные реакции)
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> 1. Самостоятельное изучение темы: «Новые направления в катализе»	
<b>Блок 1.5 Реакционные аппараты и элементы их расчета</b>	1	Классификация реакторов по характеру смешивания и вытеснения веществ, участвующих в процессе
	2	Особенности реакторов с использованием твердых катализаторов в стационарном и во взвешенном состояниях. Классификация реакторов по подводу и отводу теплоты. Элементы технологического расчета реакторов
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> Самостоятельное изучение темы: «Вопросы оптимизации реакторов» Выполнение технологических расчетов.	
<b>МОДУЛЬ II Химико-технологические системы</b>		

<b>Блок № 2.1</b> <b>«Типы химико-технологических систем»</b>	1	Характеристика химико-технологических систем (ХТС). Типы ХТС и их работа. Совершенствование ХТС.
	2	Принципы совместимости различных функций в едином аппарате.
	3	Разработка технологически сопряженных ХТС, Ресурсо и энергосберегающие технологии. Выбор оптимальных решений.
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> <i>Вычерчивание операторных схем</i> <i>Выполнение расчетных работ</i>	
<b>Модуль 3 Основные химические производства и их аппаратурное оформление</b>		
<b>Блок 3.1</b> <b>Производство основных продуктов органического синтеза</b>	1	Синтез метанола: свойства и применение химического продукта. Способы получения. Теоретические основы производства. Тип схемы и аппаратурное оформление ХТП.
	2	Синтез формальдегида: свойства и применение химического продукта. Способы получения. Теоретические основы производства. Тип схемы и аппаратурное оформление ХТП.
	3	Конденсация альдегидов: свойства и применение химического продукта. Способы получения. Теоретические основы производства. Тип схемы и аппаратурное оформление ХТП.
	4	Синтез уротропина: свойства и применение химического продукта. Способы получения. Теоретические основы производства. Тип схемы и аппаратурное оформление ХТП.
	5	Практическая работа № 4 « Описание технологической схемы. Вычерчивание ее по краткому описанию. Составление материального и теплового баланса реакционного аппарата по заданию»
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> <i>Самостоятельное изучение тем:</i> <i>«Значение и перспективы развития промышленности органического синтеза»</i> <i>«Основные направления совершенствования ХТС»</i> <i>Выполнение расчетных работ</i>	
<b>Блок 3.2</b> <b>Производство полимерных материалов</b>	1	Способы получения полимеров. Производство фенолоформальдегидных смол: свойства и применение химического продукта. Способы получения. Теоретические основы производства. Тип схемы и аппаратурное оформление ХТП.
	2	Практическая работа № 5 «Выбор и обоснование способа получения конкретного продукта, ХТС с учетом ресурсо и энергосберегающих технологий. Технологическая схема и необходимые расчеты основного реактора. Чертеж ХТС и основного реактора».
<b>Тема 3.3</b> <b>Химические производства и окружающая среда</b>	1	Классификация промышленных загрязнений биосферы. Основные направления защиты окружающей среды. Способы очистки газовых выбросов и сточных вод.
	<i>Самостоятельная работа обучающихся</i> <i>1.Самостоятельное изучение тем:</i> <i>«Значение и перспективы развития промышленности органического синтеза»</i> <i>«Принципы создания малоотходных технологических процессов»</i> <i>Выполнение расчетных работ</i>	

## **2.МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ИЗУЧЕНИЮ УЧЕБНОГО МАТЕРИАЛА**

### **Модуль 1 «Теоретические основы и аппаратное оформление процессов химического превращения веществ»**

#### Блок 1.1 Химическое превращение веществ, его составляющие и их основные характеристики

Данная тема является вводной и должна дать понятие о значимости дисциплины «Теоретические основы химической технологии»; о самоорганизации учебной деятельности студентов при изучении этой дисциплины.

В процессе химического производства исходные вещества (сырье) перерабатываются в конечный (целевой) продукт. Это осуществляется посредством ряда операций. При изучении темы следует обратить внимание на этапы химико-технологического процесса и показатели его эффективности, а также на признаки классификации химических реакций.

Для технологических и экономических расчетов определения размеров аппаратов необходим расчет материального баланса, т.е. количественных соотношений в процессе. При изучении темы следует обратить внимание на отличие практического материального баланса от теоретического.

При проектировании ХТП важное место занимают термодинамические расчеты химических реакций. Они позволяют сделать заключение о принципиальной возможности данного химического превращения, предварительно выбрать условия проведения процесса, определить равновесный состав продуктов. При изучении темы следует обратить внимание на термодинамические характеристики химических процессов (энтальпия, энтропия, энергия Гиббса).

В основе энергетического баланса реакции (процесса) лежит закон сохранения энергии, согласно которому в замкнутой системе сумма энергий всех видов постоянна. При изучении темы следует обратить внимание на то, каким образом связаны материальный и тепловой балансы химического процесса.

При приходе или расходе энергии в форме теплоты или работы происходит изменение состояния термодинамической системы, называемое термодинамическим процессом. Процессы, представляющие собой непрерывный ряд равновесных состояний, называют равновесными. При изучении темы следует обратить внимание на способы смещения равновесия реакции.

Вопросы для самоконтроля:

1. Значение и содержание дисциплины «Теоретические основы химической технологии», связь ее с другими дисциплинами.
2. Химическая технология как наука.
3. Значение химической технологии и химического машиностроения для народного хозяйства.
4. Основные тенденции развития современной химической промышленности.
5. Понятие и структура химико-технологического процесса.
6. Показатели химико-технологического процесса.
7. Классификация химических реакций.
8. Материальный баланс реакции.
9. Термодинамические характеристики химических реакций.
10. Основные соотношения химической термодинамики.
11. Энтальпия реакции.
12. Энтропия реакции.
13. Энергия Гиббса.
14. Тепловой баланс реакций.
15. Равновесие химических реакций.
16. Способы смещения равновесия реакции.

*Литература: (1), стр. 3-4, стр. 5-31.*

Блок 1.2 Использование законов химической кинетики при выборе технологического режима

Кинетический метод исследования имеет важное значение в двух аспектах – теоретическом и практическом. Теоретический аспект – обоснование механизма реакций и решение вопросов, связанных с реакционной способностью веществ. Практический аспект – расчет и моделирование химических реакторов и оптимизация протекающих в них процессов. При изучении темы следует обратить внимание на механизмы реакций, «понятие» лимитирующая стадия реакции, на влияние различных факторов на скорость, выход и селективность простых и сложных реакций.

Вопросы для самоконтроля:

1. Основные понятия химической кинетики.
2. Механизм реакции. Лимитирующая стадия.
3. Влияние различных факторов на скорость, выход и селективность простых и сложных реакций.

*Литература: (1), стр. 33-50.*

Блок 1.3 Гомогенные и гетерогенные химико-технологические процессы

Гомогенные процессы в промышленности в основном осуществляются в газообразной или жидкой фазе. При протекании большинства промышленных ХТП реагенты находятся в разных фазах: газ-жидкость, газ – твердое вещество, жидкость – твердое вещество, твердое вещество – твердое вещество, газ – жидкость – твердое вещество. Такие процессы называются гетерогенными. При изучении темы следует обратить внимание на общие особенности гетерогенных процессов, на диффузионную область гетерогенных процессов,

Вопросы для самоконтроля:

1. Гомогенные процессы.
2. Общие особенности гетерогенных процессов
3. Диффузионная область гетерогенных процессов
4. Гетерогенные некаталитические процессы в системах газ – твердое вещество.
5. Гетерогенные некаталитические процессы в системах газ – жидкость (газожидкостные реакции).

*Литература: (1), стр. 51-62.*

#### Блок 1.4 Катализ в химической технологии

Катализом называется изменение скорости химической реакции под действием особых ускорителей – катализаторов. Катализ – явление физико-химическое, тесно связанное со скоростью и с механизмом химических реакций. При изучении темы следует обратить внимание на природу действия катализаторов; достоинства и недостатки гомогенных и гетерогенных катализаторов; разновидности гомогенного катализа; основные технологические характеристики твердых катализаторов.

##### Вопросы для самоконтроля:

- 1. Катализ в химической технологии.*
- 2. Механизм действия катализаторов.*
- 3. Гомогенный катализ. Промышленное использование гомогенных каталитических процессов.*
- 4. Кислотный катализ.*
- 5. Электрофильный катализ.*
- 6. Основной катализ.*
- 7. Металлокомплексный катализ.*
- 8. Гетерогенный катализ.*
- 9. Технологические характеристики катализаторов гетерогенно-каталитических процессов.*
- 10. Новые направления в катализе.*

*Литература: (1), стр. 63-87.*

#### Блок 1.5 Реакционные аппараты и элементы их расчета

Для проведения процессов химического превращения веществ используются различные реакционные аппараты (реакторы), различающиеся по характеру смешивания и вытеснения веществ, участвующих в процессе, по способу размещения и удерживания в них катализатора, по наличию или отсутствию подвода либо отвода

теплоты, а также по способам теплоподвода или теплоотвода. При изучении темы следует обратить внимание на достоинства и недостатки реакторов смешивания и вытеснения, способы подвода и отвода тепла к реакционной зоне, способы преодоления недостатков адиабатических реакторов, тепловые характеристики, учитываемые при расчете теплового баланса реактора.

Вопросы для самоконтроля:

1. Классификация реакторов по характеру смешивания и вытеснения веществ, участвующих в процессе.

2. Особенности реакторов с использованием твердых катализаторов в стационарном и во взвешенном состояниях.

3. Классификация реакторов по подводу и отводу теплоты.

4. Учет кинетических факторов при технологическом расчете реакторов.

5. Определение основных размеров реакторов.

6. Материальный баланс реактора.

7. Тепловой баланс реактора.

Литература: (1), стр. 89-105.

## **Модуль 2 Химико-технологические системы**

### Блок 2.1 Основные типы химико-технологических систем и их особенности

Систему аппаратов с различным функциональным назначением, взаимосвязанных материальными и энергетическими потоками и действующих как единое целое с целью выпуска товарной продукции заданного качества, называют химико-технологической системой. При изучении темы следует обратить внимание на основные типы связей между элементами ХТС.

Вопросы для самоконтроля:

1. Общая характеристика ХТС.

2. Последовательная связь между элементами ХТС.

3. Последовательно-обводная технологическая связь между элементами ХТС.

4. Параллельная технологическая связь между элементами ХТС.

5. Обратная технологическая связь между элементами ХТС.

6. Понятие о математической модели ХТС.

*Литература: 1, стр. 136-150.*

### **Модуль 3 Основные химические производства и их аппаратурное оформление**

#### Блок 3.1 Производство основных продуктов органического и нефтехимического синтеза

В основе производства продуктов органического и нефтехимического синтеза лежат такие процессы как полимеризация, конденсация, каталитическое дегидрирование и гидрирование, окислительное дегидрирование спиртов, окисление органических веществ, синтеза органических веществ и т.п. При изучении темы следует обратить внимание на особенности этих процессов.

##### Вопросы для самоконтроля:

1. Основные особенности синтеза метанола и аппаратурное оформление процесса.

2. Основные особенности синтеза формальдегида и аппаратурное оформление процесса.

3. Основные особенности конденсации альдегидов и аппаратурное оформление процесса.

4. Основные особенности синтеза уротропина и аппаратурное оформление процесса.

*Литература: 15*

#### Блок 3.2 Производство полимерных материалов

Фенолоформальдегидные полимеры широко используются для получения термореактивных пластических масс. Эти материалы отличаются высокой механической прочностью, малым водопоглощением, хорошими диэлектрическими свойствами, стойкостью к действию химических реагентов. При изучении темы следует

обратить внимание на физико-химические основы получения фенолоформальдегидных полимеров, производство новолачных и резольных олигомеров; на химизм и энергетику процессов, технологическое оформление процессов.

Вопросы для самоконтроля:

1. Общие принципы полимеризации и поликонденсации.

3. Производство феноло-формальдегидных смол.

Литература: (1), стр. 228-234.

### Блок 3.4 Химические производства и окружающая среда

Наибольшие отрицательные воздействия на природу оказывает промышленность. К основным источникам промышленных загрязнений биосферы относятся газовые выбросы, сточные воды и твердые отходы химических производств. При изучении темы следует обратить внимание на источники загрязнения; обеспечение защиты атмосферы от вредных воздействий; методы очистки сточных вод и переработку твердых отходов. Обратите внимание на принципы создания малоотходных технологических процессов и экологические аспекты при проектировании новых, расширении и реконструкции действующих производств.

Вопросы для самоконтроля:

1. Классификация промышленных загрязнений биосферы.

2. Источники загрязнения.

3. Защита атмосферы от вредных воздействий.

4. Очистка сточных вод.

5. Переработка твердых отходов.

6. Принципы создания малоотходных технологических процессов.

7. Экологические аспекты при проектировании новых, расширении и реконструкции действующих производств.

Литература (1), стр. 246-267

### **3. МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ВЫПОЛНЕНИЮ И ОФОРМЛЕНИЮ КОНТРОЛЬНОЙ РАБОТЫ**

Контрольная работа является основным видом учебной работы студентов заочной формы обучения. Написание домашней контрольной работы позволяет студенту самостоятельно изучить теоретический материал по курсу дисциплины «Теоретические основы химической технологии».

Цель выполнения контрольной работы:

- закрепить и углубить теоретические знания, приобрести необходимые умения;
- развить умения пользоваться таблицами различных химических величин для решения задач и уравнений;
- помочь практическому осмыслению разделов и тем дисциплины.

Выполнение контрольной работы должно:

- дать представление о том, насколько глубоко студент усвоил теоретические положения курса;
- показать, насколько умело студент способен использовать умения решать задачи, вести расчёты, проводить качественные реакции;
- отличаться чёткостью, аккуратностью, правильностью и полнотой выполнения заданий, разборчивым почерком, быть правильно оформленной и представленной в надлежащие сроки.

По дисциплине «Теоретические основы химической технологии» студент-заочник должен выполнить одну контрольную работу и сделать необходимые практические работы.

**Каждый студент выполняет вариант теоретического задания, обозначенного первой буквой фамилии, вариант расчетного задания - двумя последними цифрами его шифра.**

Контрольная работа, выполненная не по своему шифру-варианту, не зачитывается и возвращается студенту.

Для выбора варианта к контрольному заданию прилагается таблица. Задание для контрольной работы включает в себя наиболее важные теоретические вопросы и технологические расчеты.

Контрольная работа должна быть выполнена аккуратно. Запрещается дословное списывание из учебника. Ответы на вопросы контрольной работы необходимо давать в том порядке, в каком они поставлены в задании. Ответы на поставленные вопросы должны быть конкретными и ясными.

**При выполнении контрольной работы придерживайтесь следующих правил:**

1. Работу необходимо выполнять в отдельной тетради, на обложке следует указать: фамилию, имя, отчество, шифр, наименование предмета, дату отправления и обратный адрес.

2. Работа должна быть написана разборчиво, аккуратно, без сокращений. Неграмотная, неряшливая работа возвращается студенту без проверки.

3. Работу пишут пастой синего цвета.

4. Каждое задание начинается с новой страницы, а в конце тетради оставьте несколько страниц для рецензии.

5. Текст задания необходимо переписывать полностью и дать на него полный обоснованный расчет. Он должен быть конкретный, без лишних подробностей. Цифровой ответ не допускается. Теоретический материал должен быть подтвержден примерами, уравнениями реакций, эскизами реакторов и технологическими схемами с указанием материальных и энергетических потоков. Все цифры и химические знаки должны быть написаны четко и правильно. Технологические схемы и эскизы реакторов должны быть выполнены согласно ГОСТам.

6. Расчеты должны сопровождаться теоретическими обоснованиями и пояснениями.

Необходимо овладеть небольшим числом рациональных формул, приведенных в методическом пособии.

При решении каждой задачи необходимо внимательно ознакомиться с решением типовых задач в данной методике и предлагаемой литературе.

Получив прорецензированную работу студент должен выполнить работу над ошибками.

Если работа выполнена неудовлетворительно, то студент выполняет её повторно (тот же вариант или новый по указанию преподавателя).

Контрольная работа, выполненная не по своему варианту, преподавателем не рецензируется и не зачитывается.

После выполнения контрольной работы с оценкой и замечаниями преподавателя студенту следует повторить недостаточно усвоенный материал, и исправить отмеченные ошибки. Все исправления следует выполнить не в тексте контрольной работы, а в конце тетради, указав номер задачи.

Выполнение контрольной работы должно быть не самоцелью; она является формой методической помощи студентам при изучении курса.

Решение задач и ответы на теоретические вопросы должны быть короткими, но четко обоснованными, за исключением тех случаев, когда по существу вопроса такая мотивировка не требуется. При решении задач нужно приводить все математические преобразования, избирая простейший путь решения.

Контрольная работа должна быть аккуратно оформлена, иметь поля. Писать надо четко и ясно. В работе номера и условия задачи следует переписывать в том порядке, в каком они указаны в задании. Обязательно записываются условия заданий. Каждое задание прописывается с новой страницы.

Схемы и графики должны выполняться карандашом с применением чертежных инструментов. При выполнении схем следует пользоваться условными графическими обозначениями, установленными ГОСТами. Схемы и графики должны быть построены на миллиметровой бумаге или на бумаге в клетку.

Решение задач необходимо сопровождать краткими и четкими пояснениями.

Вычисление следует производить с необходимой точностью до двух знаков после запятой. При решении задач следует пользоваться Международной системой единиц СИ. Буквенные обозначения единиц измерения ставятся только после окончательного результата и в скобки не заключаются, например: 10кг; 380т; 66<sup>0</sup>С, 298К.

Контрольная работа выполняется в тетради школьного типа, на лицевой стороне тетради следует наклеить адресный бланк учебного заведения.

В конце работы следует привести список использованных источников, поставить дату её выполнения и свою разборчивую подпись.

Контрольная работа предоставляется на проверку не позднее, чем за месяц до начала экзаменационной сессии.

Контрольная работа, сданная позднее указанного срока, не проверяется.

## **4. ЗАДАНИЯ НА КОНТРОЛЬНУЮ РАБОТУ**

Контрольная работа состоит из 10 заданий, из которых 5 – теоретические вопросы и 5 – расчетные задачи.

Вариант теоретического задания выбирается по первой букве фамилии, вариант расчетного задания определяется двумя последними цифрами шифра студента.

### **4.1 Вопросы для выполнения теоретической части контрольной работы**

1. Понятие и структура химико-технологического процесса.
2. Показатели химико-технологического процесса.
3. Классификация химических реакций.
4. Материальный баланс реакции.
5. Термодинамические характеристики химических реакций.
6. Основные соотношения химической термодинамики.
7. Энтальпия реакции.
8. Энтропия реакции.
9. Энергия Гиббса.
10. Тепловой баланс реакций.
11. Равновесие химических реакций.
12. Способы смещения равновесия реакции.
13. Основные понятия химической кинетики.
14. Механизм реакции. Лимитирующая стадия.

15. Влияние различных факторов на скорость, выход и селективность простых и сложных реакций.
16. Гомогенные процессы.
17. Общие особенности гетерогенных процессов
18. Диффузионная область гетерогенных процессов
19. Гетерогенные некаталитические процессы в системах газ – твердое вещество.
20. Гетерогенные некаталитические процессы в системах газ – жидкость (газожидкостные реакции).
21. Катализ в химической технологии.
22. Механизм действия катализаторов.
23. Гомогенный катализ. Промышленное использование гомогенных каталитических процессов.
24. Кислотный катализ.
25. Электрофильный катализ.
26. Основной катализ.
27. Металлокомплексный катализ.
28. Гетерогенный катализ.
29. Технологические характеристики катализаторов гетерогенно-каталитических процессов.
30. Новые направления в катализе.
31. Классификация реакторов по характеру смешивания и вытеснения веществ, участвующих в процессе.
32. Особенности реакторов с использованием твердых катализаторов в стационарном и во взвешенном состояниях.
33. Классификация реакторов по подводу и отводу теплоты.
34. Учет кинетических факторов при технологическом расчете реакторов.
35. Определение основных размеров реакторов.
36. Материальный баланс реактора.

37. Тепловой баланс реактора.
38. Тепловые процессы.
39. Физико-химические основы ректификации.
40. Ректификационные колонны и массообменные устройства.
41. Физико-химические основы экстрактивной и азеотропной ректификации.
42. Технология экстрактивной и азеотропной ректификации.
43. Физико-химические основы абсорбции. Технология абсорбции.
44. Физико-химические основы экстракции жидкость – жидкость.
45. Технология экстракции жидкость – жидкость.
46. Хемосорбция.
47. Адсорбция.
48. Совмещение массообменных процессов. Классификация совмещенных процессов.
49. Совмещенные реакционно-ректификационные процессы и их преимущества.
50. Общая характеристика ХТС.
51. Последовательная связь между элементами ХТС.
52. Последовательно-обводная технологическая связь между элементами ХТС.
53. Параллельная технологическая связь между элементами ХТС.
54. Обратная технологическая связь между элементами ХТС.
55. Основные особенности синтеза метанола: тип схемы и аппаратное оформление ХТП.
56. Свойства и применение метанола. Способы получения.
57. Теоретические основы синтеза метанола.
58. Основные особенности синтеза формальдегида: тип схемы и аппаратное оформление ХТП.
59. Свойства и применение формалина. Способы получения.
60. Теоретические основы синтеза формальдегида.

62. Основные особенности конденсации альдегидов: тип схемы и аппаратное оформление ХТП.

63. Свойства и применение пентаэритрита. Способы получения.

64. Теоретические основы синтеза альдегидов.

65. Основные особенности синтеза уротропина: тип схемы и аппаратное оформление ХТП.

66. Свойства и применение уротропина. Способы получения.

67. Теоретические основы синтеза уротропина.

68. Основные особенности получения фенолоформальдегидных смол: тип схемы и аппаратное оформление ХТП. Общие принципы полимеризации и поликонденсации.

69. Свойства и применение фенолоформальдегидных смол. Способы получения.

70. Теоретические основы производства фенолоформальдегидных смол.

71. Классификация промышленных загрязнений биосферы.

72. Очистка сточных вод.

73. Основные направления защиты окружающей среды.

74. Способы очистки газовых выбросов.

75. Способы очистки сточных вод.

#### **4.1.1 Таблица вариантов к теоретической части контрольной работы**

№ вопроса (соответствует первой букве фамилии студента)	1	2	3	4	5
А, Б,	1	16	31	46	61
В, Г,	2	17	32	47	62
Д, Е	3	18	33	48	63
Ж, З	4	19	34	49	64
И, Й	5	20	35	50	65
К, Л	6	21	36	51	66
М, Н	7	22	37	52	67
О, П	8	23	38	53	68
Р, С	9	24	39	54	69
Т, У	10	25	40	55	70
Ф, Х	11	26	41	56	71
Ц, Ч	12	27	42	57	72

Ш, Щ	13	28	43	58	73
Ъ, Ы, Ь	14	29	44	59	74
Э, Ю, Я	15	30	45	60	75

## 4.2 МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РЕШЕНИЮ ЗАДАЧ И ВЫПОЛНЕНИЮ ЗАДАНИЯ РАСЧЕТНОЙ ЧАСТИ КОНТРОЛЬНОЙ РАБОТЫ

### 4.2.1 Элементы расчетов химико-технологических процессов массовый, объемный и мольный состав

Количество вещества – одна из основных величин, характеризующая численностью содержащихся в системе структурных единиц (атомов, молекул, ионов и др.) Единицей количества является моль.

**Мольная масса** – масса 1 моль вещества:  $M = m/N$ .

**Мольный объем** – это объем 1 моль вещества:  $V_m = V/m$ .

**Массовая доля компонента в смеси** – это соотношение массы компонента А, содержащегося в смеси, и общей массы смеси:  $\omega_A = m_A/m$ .

**Мольная доля компонента в смеси** – соотношение количества компонента и общего количества смеси:  $x_A = N_A/N$ .

**Объемная доля компонента в смеси** – соотношение приведенного к нормальным давлению и температуре смеси объема компонента и общего объема смеси:  $\varphi_A = V_A/V$ .

**Массовая концентрация компонента в смеси** – отношение массы компонента к объему смеси:  $\rho_A = m_A/V$ .

При расчетах химико-технологических процессов (ХТП) часто возникает необходимость перевода массового состава смеси в мольный и наоборот. **Для перевода массовых долей в мольные находят:**

1. массу каждого компонента в 1 кг или в 100 кг (если массовые доли выражены в %) смеси;
2. делят массу компонента на его относительную мольную массу, определяя количество компонента (кмоль);

3. делят число моль каждого компонента на сумму общего числа моль, получают мольные доли компонентов.

**Для пересчета мольных долей в массовые** определяют:

1. количество каждого компонента в 100 моль смеси;
2. массу каждого компонента, умножая количество компонента на его относительную мольную массу;
3. находят массовые доли, деля массу каждого компонента на общую массу смеси.

**ПРИМЕР №1:** Определите мольные доли компонентов в смеси, состоящей из 100 кг метана, 120 кг этана, 180 кг этена.

**Решение:** 1. Рассчитаем мольные массы компонентов смеси:

$$M(\text{CH}_4) = 16 \text{ кг/моль}, \quad M(\text{C}_2\text{H}_6) = 30 \text{ кг/моль}, \quad M(\text{C}_2\text{H}_4) = 28 \text{ кг/моль}.$$

2. Найдем количество каждого компонента в смеси:

$$\nu(\text{CH}_4) = 100 : 16 = 6,25 \text{ кмоль}, \quad \nu(\text{C}_2\text{H}_6) = 120 : 30 = 4,0 \text{ кмоль},$$

$$\nu(\text{C}_2\text{H}_4) = 180 : 28 = 6,43 \text{ кмоль}.$$

3. Общее количество смеси:  $6,25 + 4,0 + 6,43 = 16,68$  кмоль.

4. Мольные доли компонентов:

$$\text{Метан } 6,25 : 16,68 = 0,37, \quad \text{этан } 4,0 : 16,68 = 0,24, \quad \text{этен } 6,43 : 16,68 = 0,39.$$

#### **4.2.2 Характеристики газовых смесей**

В технологических расчетах многих производств органического синтеза объемы газов относят к нормальным условиям: 273 К и 0,1013 МПа, если не сообщаются параметры состояния газа.

Для вычислений, связанных с массой, давлением, температурой и объемом газов, применяют **уравнение Менделеева – Клапейрона для идеального газа:**

$$\text{Для 1 моль} \quad PV = RT;$$

$$\text{для } N \text{ моль} \quad PV = \nu RT = (m/M) RT, \quad R = 8,314 \text{ кДж/моль К}.$$

Для двух разных состояний газа (если его количество остается неизменным) применяют пропорцию:

$$P_1 T_2 V_1 = P_2 T_1 V_2 .$$

Давление газовой смеси равно сумме парциальных давлений компонентов ( $p_1, p_2, p_3, \dots, p_n$ ) – **закон Дальтона**:

$$P = p_1 + p_2 + \dots + p_n.$$

Объем газовой смеси равен сумме парциальных объемов компонентов:

$$V = V_1 + V_2 + \dots + V_n.$$

В расчетной практике пользуются следствием из закона Дальтона: если известен объемный или мольный состав газовой смеси, то все ее физические величины подчиняются **правилу аддитивности, то есть их можно вычислить по правилу смешения.**

**Средняя мольная масса** газовой смеси (кг/моль):

$$M_{cp} = x_1 M_1 + x_2 M_2 + \dots + x_n M_n.$$

**Средняя плотность газовой смеси** (аналогично определяют и плотность индивидуальных газов) равна (кг/м<sup>3</sup>):

$$\rho_{cp} = M_{cp} / 22,4.$$

**Относительную плотность газа по воздуху** определяют:

$$D = \rho / 1,293.$$

Также для расчетов ХТП пользуются **уравнением состояния Ван-дер-Ваальса**:

$$(P + a / V^2) (V - b) = RT,$$

Где,  $V$  - мольный объем,  $a$  и  $b$  - эмпирические константы, учитывающие свойства молекул.

**Критическая температура** – температура, при которой плотности жидкости и ее насыщенного пара одинаковы. **Критическое давление** – давление насыщенных паров вещества при критической температуре. При  $T > T_{кр}$  состояние вещества **газообразное**. **Критический объем** – объем, занимаемый веществом при критическом состоянии (наибольший объем в жидком состоянии).

**ПРИМЕР №2** Определите плотность синтез-газа при 300<sup>0</sup>С и 10МПа, если объемное соотношение оксида углерода и водорода равно 1:2. Для решения задачи воспользуйтесь **уравнением Беатти-Бриджмена**. Постоянные для СО:  $A_0 = 1,3445$ ,

$a = 0,02617$ ,  $B_0 = 0,05046$ ,  $b = -0,00691$ ,  $c = 420000$ ; для водорода:  $A_0 = 0,1975$ ,  $a = -0,00506$ ,  $B_0 = 0,02096$ ,  $b = -0,04359$ ,  $c = 504$  (значения постоянных взяты из справочника).

**Решение: 1.** Мольные доли при данном соотношении в смеси : для CO 0,67, для H<sub>2</sub> 0,33.

2. Постоянные для смеси:

$$\sqrt{A_{0\text{см}}} = 0,67 \sqrt{1,3445} + 0,33 \sqrt{0,1975} = 0,9236; \quad A_{0\text{см}} = 0,8530;$$

$$a_{\text{см}} = 0,67 \cdot 0,02617 - 0,33 \cdot 0,00506 = 0,02586;$$

$$b_{\text{см}} = -0,67 \cdot 0,00691 - 0,33 \cdot 0,04359 = -0,01901;$$

$$B_{0\text{см}} = 0,67 \cdot 0,05046 + 0,33 \cdot 0,02096 = 0,04073;$$

$$c_{\text{см}} = 0,67 \cdot 420000 + 0,33 \cdot 504 = 281566,32.$$

3. По уравнению Беатти-Бриджмена найдем мольный объем:

$$P = (1 - C / Y T^3) RT / Y^2 [ Y + B_0 (1 - b / Y) ] - (1 - a / Y) A_0 / Y^2 ,$$

Подставляя значения параметров и постоянных в уравнение, получим:

$$10 \cdot 10^6 \cdot 8314 \cdot 573 / V^2 (1 - 281566,32 / 573^2 V) [ Y + 0,04073 (1 + 0,01901 / V) ] - (1 - 0,01586 / V) 0,853 / V^2 .$$

Решая это уравнение методом подбора получим  $V = 0,515 \text{ м}^3 / \text{моль}$ .

4. Средняя мольная масса смеси:

$$M_{\text{ср}} = 0,67 \cdot 28 + 0,33 \cdot 2 = 19,42 \text{ кг/моль}.$$

5. Плотность смеси:  $\rho_{\text{см}} = 19,42 : 0,515 = 37,71 \text{ кг/м}^3$ .

### **4.2.3 Основные показатели стадии химического превращения**

Любую схему ХТП рассматривают как комплекс последовательных химических превращений, каждое из которых осуществляют в три стадии:

1. подготовительная обработка исходного сырья;
2. химическое превращение исходного сырья;
3. выделение и очистка целевого продукта.

Основой для описания количественной взаимосвязи этих стадий служит материальный поток, величина и состав которого определяются главными показате-

лями стадии ХТП – степенью превращения исходного сырья и выходом готового продукта.

**Степенью превращения** сырья называют отношение количества (массы, объема) вещества, вступившего в реакцию или подвергнутого каким-либо иным превращениям, к количеству(массе, объему) этого же вещества в потоке, поступающем в реакционный аппарат:

$$\alpha = N_{\text{превр}} / N_{\text{исх}} \quad \alpha = m_{\text{превр}} / m_{\text{исх}} \quad \alpha = V_{\text{превр}} / V_{\text{исх}} .$$

В том случае, когда в химическом превращении участвуют несколько исходных веществ, процесс характеризуют степенью превращения каждого их них.

**Выход конечного продукта (выход от теоретически возможного)** - отношение его количества к количеству исходного сырья с учетом стехиометрических коэффициентов., то есть в расчете на поданное сырье.

**Выход продукта (селективность, избирательность)** – отношение его количества к теоретически возможному количеству в расчете на превращенное сырье:

$$\beta = N_{\text{факт}} / N_{\text{теорет}} \quad \beta = m_{\text{факт}} / m_{\text{теорет}} \quad \beta = V_{\text{факт}} / V_{\text{теорет}} .$$

С использованием основных показателей стадии химического превращения рассчитывают материальный баланс производства, расход сырья на единицу продукта и заданную мощность аппарата, объемы оборудования; составляют тепловой баланс; определяют технико-экономические показатели производства.

**ПРИМЕР № 4** Определите степень превращения реагентов, если уравнение процесса следующее:  $25\text{C}_2\text{H}_4 = \text{C}_2\text{H}_2 + 16\text{H}_2\text{O} = \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 24\text{C}_2\text{H}_2 = \text{C}_2\text{H}_4 + 15\text{H}_2\text{O}$ .

**Решение:** 1. Определяем количество превращенных реагентов:

Этен  $25 - 24 = 1$  моль, вода  $16 - 15 = 1$  моль.

2. Рассчитываем степень превращения реагентов:

Этен  $1 / 25 = 0,04$  или 4%, вода  $1 / 16 = 0,0625$  или 6,25%.

**ПРИМЕР № 5** Пиролизу подвергли  $1500\text{м}^3$  метана. Степень превращения метана равна 60%, масса этина в продуктах пиролиза составляет 400кг. Определите выход продукта, то есть селективность процесса.

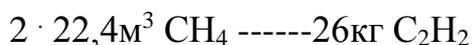
**Решение:** 1. Напишем уравнение реакции пиролиза метана:



$$2 \cdot 22,4\text{м}^3 \quad 26\text{кг} \quad 3 \cdot 2\text{кг}$$

2. Объем превращенного метана равен:  $1500 \cdot 0,6 = 900\text{м}^3$ .

3. Теоретически возможную массу эцетилена(в расчете на превращенный метан) определяем исходя из стехиометрических соотношений по пропорции:



$$900\text{м}^3 \text{CH}_4 \text{ ----- } m \text{ кг} \text{C}_2\text{H}_2, \quad \text{Откуда } m = 900 \cdot 26 / 2 \cdot 22,4 = 522\text{кг}.$$

4. Выход продукта (селективность процесса) равна:  $400 : 522 = 0,766$  или 76,6%.

**ПРИМЕР № 6** Выход этилхлорида, получаемого гидрохлорированием этена, составляет 90% от теоретического. Определите объем этиленовой фракции, если объемная доля этена в ней равна 90%, необходимый для получения 810кг этилхлорида.

**Решение:** 1. Напишем уравнение реакции:



$$22 \cdot 4\text{м}^3 \quad 36,5\text{кг} \quad 64,5\text{кг}$$

2. Максимально возможную (теоретическую) массу этилхлорида определяем с учетом выхода продукта:  $810 : 0,9 = 900\text{кг}$  этилхлорида.

3. Объем этена, исходя из стехиометрических коэффициентов равен:

$$22,4 \cdot 900 : 64,5 = 312,6\text{м}^3$$

4. Объем этиленовой фракции будет равен:  $312,6 : 0,9 = 347,3\text{м}^3$ .

#### **4.2.4 Элементы расчетов химических реакторов**

Расчет реакторов является основной частью технологического расчета химического производства. Этот расчет сводится к определению основных конструктивных размеров аппаратов и их числа. Размеры и их число определяются их производительностью.

**Производительность реакционного аппарата или установки** – количество целевого продукта (кг, т, м<sup>3</sup>), получаемого в единицу времени(с, ч, сутки, год). Зафиксированная производительность аппарата, установки называется **мощностью**.

**Объем рабочей части (реакционной зоны) аппарата** определяют по уравнению:

$$V = N_c \tau,$$

Где,  $N_c$  – секундная объемная производительность,  $\text{м}^3 / \text{с}$ ,  
 $\tau$  – время, необходимое для проведения процесса, с.

**Площадь поперечного сечения аппарата** составляет (в  $\text{м}^2$ ):

$$S = N_c / \omega,$$

Где,  $\omega$  – скорость течения среды в аппарате, м/с.

**Диаметр аппарата (в м):**

$$D = \sqrt{4S / \pi} = \sqrt{1,274 S}.$$

**Высота реакционной зоны аппарата** равна (м):

$$H = V_p / S = \omega \tau.$$

Для аппаратов, заполненных катализатором, объем рабочей зоны принимают исходя из объемной скорости газа(жидкости) или производительности катализатора.

**Объемная скорость** – это объем газовой смеси (жидкости), проходящей через единицу объема катализатора в единицу времени [ $\text{м}^3 / (\text{м}^3 \cdot \text{ч})$  или  $\text{ч}^{-1}$ ]:

$$V_{\text{об}} = V_{\text{сырья}} / V_{\text{катализатора}}, \quad V_{\text{катализ}} = V_{\text{сырья}} / V_{\text{об}}.$$

**Производительность катализатора** – масса(объем) целевого продукта, снимаемого с единицы объема(массы) катализатора в единицу времени [ $\text{кг} / (\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ ,  $\text{м}^3 / (\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ ,  $\text{кг} / (\text{кг} \cdot \text{ч})$ ,  $\text{м}^3 / (\text{кг} \cdot \text{ч})$ ]:

$$N_k = N_{\text{прод}} / V_k \quad N_k = N_{\text{прод}} / m_k.$$

**Для периодических процессов** общий реакционный объем аппаратов равен ( $\text{м}^3$ ):

$$V_p = V_{\text{сут}} \tau / 24 k_{\text{зап}},$$

Где,  $V_{\text{сут}}$  – суточный объем перерабатываемых веществ;

$\tau$  – время технологического цикла (на проведение собственно процесса и вспомогательных операций);

$k_{\text{зап}}$  – коэффициент заполнения аппарата (принимается от 0,4 до 0,9).

**Время пребывания реагирующих веществ в реакционной зоне ( $\tau$ )** определяют из кинетических уравнений первого, второго, третьего порядков. В реакциях первого порядка стехиометрический коэффициент прямой реакции равен 1, в реакциях второго порядка – 2, в третьего – 3.

**Для реакций первого порядка:**  $\tau = 2,303 / \lg (a / (a - x))$

**Для реакций второго порядка:**  $\tau = [2,303 / k^{II} (a - b)] \lg [b(a-x) / a (b-x)]$ .

В случае неравенства концентраций двух веществ кинетическое уравнение для реакции второго порядка упрощается:  $\tau = (1 / k^{II}) (x / a (a-x))$ .

**Для реакций третьего**  $\tau = (1 / k^{III}) [(1/a-x^2) - (1/a^2)]$ ,

Где,  $\tau$  – время реакции, с;

$k$  – константы скорости реакций соответственно 1, 2, 3 порядков;

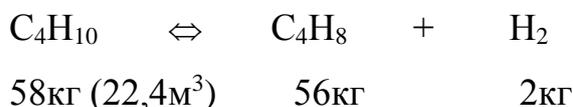
$a, b$  – начальные концентрации веществ, моль/л;

$x$  – количество вещества, вступившего в реакцию к моменту времени, моль/л.

**ПРИМЕР № 7** Производительность реактора дегидрирования н-бутана до н-бутенов 17400кг целевого продукта в час. Процесс проводят при 600<sup>0</sup>С, и в этих условиях степень превращения равна 30%, а селективность по н-бутенам составляет 75%.

Определите вместимость реактора, приняв для расчета константы скорости формулу:  $\lg k^I - (15200 / 4,575T) - 4,6$ .

**Решение: 1.** Уравнение реакции:



2. Расход н-бутана для проведения процесса:

Теоретический:  $(17400 \times 22,4) / 56 = 6960\text{м}^3/\text{ч}$ ;

Практический:  $(6960 \times 100 / 30) \times (100 / 75) = 30933\text{м}^3/\text{ч}$ .

4. Константа скорости реакции:  $\lg k^I = (15200 / 4,575 \times 873) - 4,6 = 1,2057$ ,

$k = 0,1614$ .

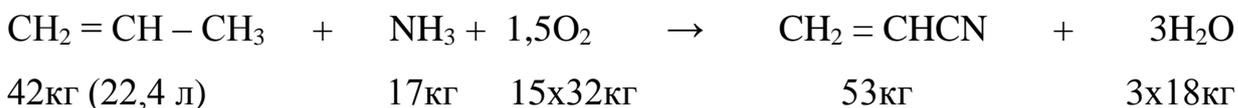
5. Предполагаем, что дегидрирование н-бутана протекает по уравнению первого порядка, определим время пребывания реагирующих веществ в зоне контакта

$$\tau = (2,303 / k) \cdot \lg (a / a-x) = (2,303 / 0,1614) \lg (100 / 100 - 30) = 2,2\text{с}$$

6. Вместимость реактора:  $V_p = (30933 / 3600) \times 2,2 = 19\text{м}^3$ .

**ПРИМЕР № 8** Акрилонитрил получают окислительным аммонолизом пропена в псевдооживленном слое катализатора. В реактор, производительность которого по продукту равна 5600кг/ч, поступает газовая смесь, объемная доля пропена в которой 8%. При 450<sup>0</sup>С степень превращения пропена равна 75%, селективность составляет по акрилонитрилу 75%. Определить объем катализатора в реакторе, приняв для расчета константы скорости реакции:  $k = 2,8 \cdot 10^5 e^{-80000/RT}$ .

**Решение:** 1. Уравнение реакции:



2. Расход пропена на проведение процесса:

Теоретический:  $5600 \times (22,4 / 53) = 2367\text{м}^3/\text{ч}$ ;

Практический:  $2367 \times (100/60) \times (100/75) = 5260\text{м}^3/\text{ч}$ .

3. Объемный расход газовой смеси на входе в реактор:

$(5260/3600) \times (100/8) = 18,3\text{м}^3/\text{с}$ .

4. Найдем константу скорости реакции:

$k = 2,8 \times 10^5 \times 2,72^{-80000/8,314(450+273)} = 0,56\text{с}^{-1}$ , где  $e = 2,72$ ,  $R = 8,314$

кДж/моль.

5. При соотношении исходных веществ 1 : 0,7 : 1,7 : 3 реакция аммонолиза имеет первый порядок по пропену, а по кислороду и аммиаку – нулевой. Рассчитаем время пребывания веществ в реакционной зоне:

$$\tau = (2,303/k^1) \cdot \lg(a / a-x) = (2,303 / 0,56) \cdot \lg (1 / 1-0,6) = 1,65\text{с}.$$

6. Объем катализатора в реакторе:  $18,3 \times 1,65 = 30\text{м}^3$ .

**ПРИМЕР № 9** Время пребывания углеводородов при получении ацетилен электрокрекингом равно 0,001с, объемный расход газов пиролиза равен 25500м<sup>3</sup> / ч, скорость газов в реакционной камере составляет 900м/с. Определите площадь сечения, высоту, объем реакционной камеры электродугового реактора.

**Решение:** 1. Секундная объемная производительность реактора(по газам крекинга):  $25500 : 3600 = 7,08 \text{ м}^3/\text{с}$ .

2. Объем реакционной камеры:  $7,08 \times 0,001 = 0,0071 \text{ м}^3$ .

3. Площадь сечения реакционной камеры:  $7,08 : 900 = 0,0079 \text{ м}^2$ .

4. Высота реакционной камеры:  $0,0071 : 0,0079 = 0,9 \text{ м}$  или  $900 \times 0,001 = 0,9 \text{ м}$ .

**ПРИМЕР № 10** Определите производительность 1кг и 1л контактной массы, если: производительность реактора окисления метанола составляет 3500кг формалина в час, массовая доля формальдегида в нем равна 37%, диаметр сечения аппарата 1,4м, высота слоя контактной массы 75мм, насыпная плотность катализатора 600кг / м<sup>3</sup>.

**Решение:** 1. рассчитаем производительность реактора по целевому продукту – формальдегиду:  $3500 \times 0,37 = 1295 \text{ кг/ч}$ .

2. Объем катализатора в реакторе(  $V = \pi D^2 H / 4 = 0,785 D^2 H$ ):

$0,785 (1,4)^2 \times 0,075 = 115 \text{ м}^3 = 115 \text{ л}$ .

3. Производительность 1л катализатора:  $1295 : 115 = 11,3 \text{ кг}/(\text{л} \cdot \text{ч})$ .

4. Масса катализатора в реакторе:  $0,115 \times 600 = 69 \text{ кг}$ .

5. Производительность 1кг катализатора:  $1295 : 69 = 18,8 \text{ кг} / (\text{кг} \cdot \text{ч})$ .

#### **4.2.5 Тепловые расчеты химико-технологических процессов**

Переработка сырья в химических реакторах связана с затратой теплоты(подвод) или с ее отводом. Для определения расходов теплоносителей и поверхности теплообмена составляют **тепловой баланс**:  $Q_{\text{приход}} = Q_{\text{расход}}$ .

**Тепловой баланс рассчитывают** по данным материального баланса ( на единицу времени для аппаратов непрерывного действия или на цикл для аппаратов периодического цикла) с учетом подвода теплоты извне, ее отвода с продуктами реакции и теплоносителем, а также с учетом тепловых эффектов химических реакций и физических превращений.

Для расчета используют следующее уравнение:

$$Q_{\text{исх}} + Q_{\text{ф}} + Q_{\text{р}} + Q_{\text{п}} = Q_{\text{прод}} + Q_{\text{ф}}^1 + Q_{\text{р}}^1 + Q_{\text{п}}^1.$$

$Q_{исх}$  и  $Q_{прод}$  рассчитывают для каждого вещества, поступающего в аппарат и выходящего из него (по данным материального баланса):

$$Q = mCt,$$

Где  $m$  – масса вещества;

$C$  – средняя теплоемкость;

$t$  – температура.

Величины  $Q_{\phi}$  и  $Q'_{\phi}$  – теплоты физических превращений, происходящих с выделением ( $Q_{\phi}$ ) или с поглощением ( $Q'_{\phi}$ ) тепла, - рассчитывают для каждого из веществ, претерпевших фазовые переходы:

$$Q_{\phi} = mr$$

где  $r$  – теплота фазового перехода (например, парообразования).

Величины  $Q_p$  и  $Q'_p$  – количество теплоты выделяемое ( $Q_p$ ) при экзотермических или поглощаемое ( $Q'_p$ ) при эндотермических реакциях, - рассчитывают, пользуясь значениями тепловых эффектов реакций.

Величина  $Q_{п}$  – количество теплоты, подводимой аппарат извне, а  $Q'_{п}$  – потери теплоты в окружающую среду, а также ее отвод через теплообменные устройства.

При проведении тепловых расчетов наиболее затруднительным является определение теплового эффекта реакции.

**Тепловой эффект реакции** можно определить расчетным путем, исходя из теплоты образования или теплоты сгорания веществ, участвующих в реакции, по формулам

$$-\Delta H = \sum (-\Delta H_{обр})_{кон} - \sum (-\Delta H_{обр})_{исх}$$

$$-\Delta H = \sum (-\Delta H_{сгор})_{исх} - \sum (-\Delta H_{сгор})_{кон}$$

Значения теплоты образования (сгорания) веществ приведены в физико-химических и термодинамических справочниках. При ее определении расчетным путем существует несколько способов расчета.

**1. По энергиям разрыва связей:**  $\Delta H_{обр} = \sum (n_i E_i)_{исх} - \sum (m_i E_i)_{кон}$

где  $n_i$  и  $m_i$  – число связей данного вида в исходных веществах и конечных продуктах;

$E_i$  – энергия  $i$ -ой связи.

Энергии разрыва связи приводятся в справочниках.

2. **По теплотам образования веществ**, лежащих в начале соответствующего гомологического ряда, с суммированием поправок, приписываемых различным группам входящим в молекулу. Значения поправок приводятся в справочной литературе.

3. **По составляющим связей**. Эти значения приведены в справочной литературе (см., например, Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. Л., Химия, 1982), а для расчета по ним используют правило аддитивности.

**Теплоту сгорания можно найти следующим образом:**

1. **По уравнению Д.П. Коновалова (в кДж/моль)**

$$\Delta H_{\text{сгор}} = (204,2n + 44m + \sum x)$$

где  $n$  – число атомов кислорода, необходимое для полного сгорания вещества;

$m$  – число моль образующейся воды;

$x$  – поправка (термическая характеристика), постоянная в пределах данного гомологического ряда и равная нулю для предельных соединений.

2. **По методу Хендрика**. Считая, что продуктами полного сгорания органических веществ являются диоксид углерода, вода, свободный азот, галогенводород, диоксид серы и фосфорная кислота, можно, **применяя закон Гесса**, определить теплоту сгорания вещества, пользуясь стандартными теплотами образования:

Вещество	$\Delta H_{\text{обр}}$ , кДж/моль	Вещество	$\Delta H_{\text{обр}}$ , кДж/моль
CO <sub>2</sub> (г)	-394,07	HBr (г)	-36,45
H <sub>2</sub> O (ж)	-286,24	HI (г)	25,98
HF (г)	-269,00	SO <sub>2</sub> (г)	-297,49
HCl (г)	-92,60	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (кр)	-1280,88

**Целью теплового расчета** чаще всего является нахождение **тепловой нагрузки** аппарата:  $Q_{\text{п}}$  – теплового потока, вносимого в аппарат, или  $Q'_{\text{п}}$  – тепло-

го потока, выносимого из аппарата. Эти величины определяют из уравнения теплового баланса и используют для нахождения площади поверхности теплообмена, расхода теплоносителей и ряда других конструкционных и эксплуатационных характеристик работы аппарата. Наиболее часто при расчетах применяют следующие формулы:

$$\text{а) } F = Q / \kappa \Delta T_{\text{ср}}$$

где  $F$  – площадь поверхности теплообмена,  $\text{м}^2$ ;

$Q$  – тепловой поток, Вт;

$C$  – удельная теплоемкость теплопередачи,  $\text{Вт} / (\text{кг} \cdot \text{К})$ ;

$\Delta T_{\text{ср}}$  – средний температурный напор, К.

$$\text{б) } m = Q / C(t_1 - t_2)$$

где  $m$  – массовый расход теплоносителя,  $\text{кг} / \text{с}$ ;

$Q$  – тепловой поток, Вт;

$C$  – удельная теплоемкость теплоносителя,  $\text{Дж} / (\text{кг} \cdot \text{К})$ ;

$t_1$  и  $t_2$  – начальная и конечная температуры теплоносителя, К.

$$\text{в) } m = Q / r$$

где  $m$  – массовый расход теплоносителя,  $\text{кг} / \text{с}$ ;

$Q$  – тепловой поток, Вт;

$r$  – теплота фазового перехода теплоносителя,  $\text{Дж} / \text{кг}$ .

**Пример 11** Производительность реактора газофазной гидратации ацетиленовая равна 3500 кг ацетальдегида в час. Определить тепловой эффект реакции и массовый расход водного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство реактора для снятия выделяющегося тепла за счет испарения воды. Теплота парообразования воды равна 2262 кДж/кг. Теплоты образования реагентов и продуктов реакции: для ацетиленовая  $-226,75$  кДж/моль, для воды  $241,84$  кДж/моль, для ацетальдегида  $166,0$  кДж/моль.



2. Тепловой эффект реакции:  $-\Delta H_{298}^0 = 166 - (-226,75 + 241,84) = 150,9$  кДж/моль

3. Количество выделяющейся теплоты в расчете на секундную производительность реактора (тепловой поток):  $Q = 150,9 \cdot 35000 \cdot 1000 / 44 \cdot 3600 = 33300$  кВт

4. Массовый расход водного конденсата:

$$33300 / 2262 = 14,7 \text{ кг/с или } 14,7 \cdot 3600 = 52920 \text{ кг/ч}$$

**Пример 12** В реактор получения формальдегида окислением метанола со спирто-воздушной смесью вносится 107 кВт теплоты. Суммарный тепловой эффект реакций окисления метанола равен 110 кДж/моль, а массовый расход метанола на окисление составляет 1500 кг/ч. Тепловой поток, вносимый контактными газами, равен 1140 кВт. Определить площадь поверхности теплообмена и массовый расход воды для отвода выделяющегося из слоя катализатора тепла через змеевиковый холодильник, если средний температурный напор равен 560 К, а температура воды на входе в холодильник и на выходе из него соответственно равна 20 и 60°C. Коэффициент теплопередачи равен 390 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Тепловые потери не учитывать.

**Решение:** 1. Количество теплоты, выделяющейся за счет реакции окисления метанола:  $1500 \cdot 110 \cdot 1000 / 32 \cdot 3600 = 1433$  кВт

2. Общий приход теплоты:  $107 + 1433 = 1540$  кВт

3. Количество отводимой теплоты (из уравнения теплового баланса):

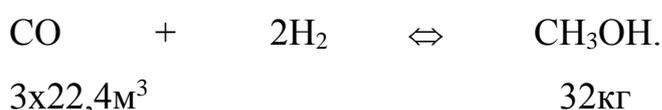
$$1540 - 1140 = 400 \text{ кВт}$$

4. Площадь поверхности теплообмена:  $400 \cdot 1000 / 390 \cdot 560 = 1,83$  м<sup>2</sup>

5. Массовый расход воды:  $400 / 4,19 (60 - 20) = 2,4$  кг/с или  $2,4 \cdot 3600 = 8640$  кг/ч

**Пример № 13** В колонну синтеза метанола, объем цинк-хромового катализатора в которой составляет 3,6 м<sup>3</sup>, поступает по основному ходу в час 129600 м<sup>3</sup> синтез-газа, что равно 80% от его общего расхода на входе. Определите объемную скорость синтез-газа и суточную производительность катализатора, если степень превращения синтез-газа равна 9%, а селективность по метанолу в расчете на превращенный синтез-газ составляет 87,8%.

**Решение:** 1. Уравнение реакции:



2. Расход синтез-газа на входе в колонну:  $129600 (100/80) = 162000 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

3. Объемная скорость подачи синтез газа:  $162000 : 3,6 = 45000 \text{ ч}^{-1}$ .

4. Производительность колонны по метанолу с учетом степени превращения синтез газа и селективности:  $[(162000 * 32) / (3 * 22,4)] * [(9/100)] * [(87,8/100)] = 6096 \text{ кг/ч}$ .

4. Производительность  $1 \text{ м}^3$  катализатора:

$(6096 * 24) / (3,6 * 1000) = 40,6 \text{ т} (\text{м}^3 * \text{сут})$ .

**ПРИМЕР № 14:** Производительность реактора синтеза метанола на низкотемпературном катализаторе составляет  $15000 \text{ кг}$  целевого продукта в час. Такая производительность достигается при объемной скорости подачи синтез газа  $10000 \text{ ч}^{-1}$ , степени превращения  $6\%$  и селективности по метанолу  $87\%$ . Определите высоту слоя катализатора в реакторе, если его внутренний диаметр равен  $3,6 \text{ м}$ .

**Решение:** 1. Уравнение реакции:



$3 \times 22,4 \text{ м}^3 \qquad \qquad \qquad 32 \text{ кг}$

2. Объемный расход синтез газа для проведения процесса:

Теоретический:  $(15000 \times 3 \times 22,4) / 32 = 31500 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;

Практический на входе:  $(31500 \times 100/6) * 100/87 = 603448 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

3. Объем низкотемпературного катализатора в реакторе:

$V_{\text{к}} = 603448 : 10000 = 60,3 \text{ м}^3$ .

4. Высота слоя катализатора:  $h = V_{\text{к}} / 0,785d^2 = 60,3 / 0,785 \times 3,6^2 = 5,93 \text{ м}$ .

**ПРИМЕР № 15** Метанол получают при  $6\text{-}8 \text{ МПа}$  и  $230\text{-}270^\circ\text{C}$  в вертикальном цилиндрическом реакторе, в трубах которого находится катализатор производительностью  $312,5 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Число труб  $5878$ , внутренний диаметр трубы  $34 \text{ мм}$ , рабочая длина  $7,5 \text{ м}$ . Часть реакционной теплоты ( $65\%$  от теплового эффекта, равного  $90,7 \text{ кДж}$  на моль) снимают за счет испарения водного конденсата в межтрубном пространстве реактора; при этом образуется насыщенный водяной пар давлением  $3,5 \text{ МПа}$ . Определите количество образующегося водяного пара, если теплота испарения конденсата равна  $1752 \text{ кДж}/\text{кг}$ .

**Решение:** 1. Уравнение реакции см. в примере №14.

2. Объем катализатора в трубах реактора:

$$V_k = 0,785 \cdot d^2 \cdot l \cdot n = 0,785 \times 0,034^2 \times 7,5 \times 5878 = 40 \text{ м}^3$$

3. Производительность реактора по метанолу:  $312,5 \times 40 = 12500 \text{ кг/ч}$ .

4. Количество выделившейся теплоты (за счет экзотермической реакции образования метанола):  $(12500/32) \times (1000/3600) \times 90,7 = 9842 \text{ кВт}$ .

5. Количество образующегося пара:

$$(9842/1752) \times 0,65 = 3,65 \text{ кг/с} \quad \text{или} \quad 3,65 \times 3600 = 13145 \text{ кг/час}$$

### **4.3 Задачи к расчетной части контрольной работы**

1. Определить массовые доли компонентов в смеси, состоящей из 200 кг изооктана и 200 кг н-нонана.

2. Определить массовые доли компонентов в смеси, состоящей из 1100 кг хлорбензола и 2200 кг бензола.

3. Определить массовые доли фракций, если при атмосферной перегонке 1600 кг нефти получены такие дистилляты: 100 кг бензинового, 200 кг лигроинового, 900 кг керосинового, 200 кг солярового (остаток от перегонки – мазут).

4. Массовые доли компонентов в смеси продуктов алкилирования бензола пропиленом равны: изопропилбензол – 25%, диизопропилбензол – 10%, триизопропилбензол – 8%, бензол – остальное. Определить массы компонентов, если масса бензолам равна 1425 кг.

5. Определить мольные доли компонентов смеси, если массовые доли в смеси равны: бутан-50%, бутены-3%, бутадиен-15%, водород-5%. Общая масса смеси равна 15000 кг.

6. Мольные доли компонентов в акролеине-сырце равны: акролеин – 0,82, ацетальдегид – 0,04, ацетон – 0,06, вода – 0,08. Определить массовые доли компонентов.

7. Определить массовый и мольный состав смеси, если масса компонентов равна: метанол – 270 кг, воздух – 360 кг, вода – 200 кг. Молекулярная масса воздуха 29.

8. Ацетилен с кислородом образует взрывоопасные смеси, если объёмная доля ацетилена равна 0,028-0,93. Определить, лежат ли следующие смеси в области взрываемости:

а) смесь, в которой массовое соотношение  $C_2H_2 : O_2$  равно 1 : 10;

б) смесь, в которой массовое соотношение  $C_2H_2 : O_2$  равно 1 : 100

9. Смесь газов состоит из 1000 м<sup>3</sup> водорода, 340 м<sup>3</sup> азота и 10 м<sup>3</sup> метана. Определить: а) объёмные доли компонентов в смеси ; б) состав газовой смеси ( в массовых долях).

10. Смесь газов состоит из 1 кмоль метана, 11 кмоль водяного пара, 9 кмоль оксида углерода и 27 кмоль водорода. Определить мольный (объёмный) и массовый состав смеси.

11. Газовая смесь состоит из этилена и воздуха. Объёмная доля воздуха в смеси равна 97%. Определить массу этилена, если общая масса смеси равна 40 т. Молекулярная масса воздуха 29.

12. Определить среднюю мольную массу и плотность пропан-пропиленовой фракции газов крекинга (объёмная доля пропилена 30%, объёмная доля пропана 70%).

13. Определить плотность этана, этилена, пропилена и относительную плотность каждого газа по воздуху.

14. Массовые доли компонентов в газе, получаемом при пиролизе бензина: метан – 15%, этилен – 40%, этан – 5%, пропилен – 20%, бутены – 20%. Определить состав в (мольных долях), среднюю мольную массу и плотность газовой смеси.

15. Определить плотность метана: а) при 600<sup>0</sup> С и 0,20 МПа, б) при 1500<sup>0</sup> С и 0,25 МПа.

16. Объёмное соотношение метана и кислорода в смеси равно 100 : 60. Определить массовый состав смеси (в массовых долях), среднюю мольную массу и плотность смеси.

17. Определить массу 25 м<sup>3</sup> этана при 100<sup>0</sup>С и 0,2 МПа.

18. Определить объём ацетилена при нормальных условиях и его массу, если при 1,9 МПа и 20<sup>0</sup>С объём ацетилена равен 4,5 м<sup>3</sup>.

19. Определить массу  $1200 \text{ м}^3$  синтез-газа при  $300^\circ \text{C}$  и  $18 \text{ МПа}$ , если объёмное соотношение  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  равно  $2 : 1$ .
20. Определить массу этилена, образующегося при пиролизе  $3400 \text{ м}^3$  пропана, если степень конверсии пропана равна  $80\%$ , а селективность по этилену  $42\%$ .
21. Определить объём пропилена, образующегося при пиролизе  $8000 \text{ кг}$  н-бутана, если степень конверсии н-бутана  $90\%$ , а селективность по пропилену  $20\%$ .
22. Определить массу карбида кальция, массовая доля  $\text{CaC}_2$  в котором равна  $70\%$ , для получения  $3000 \text{ м}^3$  ацетилен. Степень конверсии сырья равна  $95\%$ .
23. Для пиролиза взято  $1000 \text{ м}^3$  природного газа, в котором объёмная доля метана равна  $90\%$ . Определить массу образовавшегося ацетилен, если степень конверсии метана равна  $96\%$ , а селективность по ацетилену составляет  $32\%$ .
24. В процессе алкилирования бензола этиленом селективность по этилбензолу равна  $85\%$  при степени конверсии бензола  $30\%$ . Определить массу бензола, необходимого для получения  $5000 \text{ кг}$  этилбензола.
25. Для алкилирования бензола используют пропан-пропиленовую фракцию, объёмная доля пропилена в которой равна  $0,56$ . Определить объём пропан-пропиленовой фракции, необходимый для получения  $2000 \text{ кг}$  изопропилбензола, если селективность по изопропилбензолу составляет  $90\%$ .
26. В процессе изомеризации выход изопентана в расчете на поданный н-пентан равен  $40\%$ , а мольное соотношение водорода и н-пентана равно  $2:1$ . Определить массу н-пентана и объём водорода, необходимые для получения  $6 \text{ т}$  изопентана.
27. Степень конверсии н-бутана в процессе его дегидрирования равна  $42\%$ , а селективность по н-бутенам составляет  $85\%$ . Определить объём н-бутана, необходимый для получения  $8000 \text{ м}^3$  н-бутенов.
28. В процессе дегидрирования н-бутенов степень конверсии сырья составляет  $22\%$ , а селективность по бутадиену равна  $80\%$ . Определить массу бутадиена, получаемого из  $8500 \text{ м}^3$  н-бутенов.

29. При дегидрировании 5600 кг изопентана получено 1700 кг изопентенов. Определите степень конверсии изопентана, если селективность по продуктам дегидрирования (изопентены) составляет 68 %.

30. На получение 1200 кг полиэтилена при высоком давлении израсходовано 8000 м<sup>3</sup> этилена. Определить степень конверсии этилена.

31. На получение 1440 кг полистирола израсходовано 1,6 м<sup>3</sup> стирола. Плотности стирола 905 кг/м<sup>3</sup>. Определить степень конверсии стирола в процессе его полимеризации.

32. При газофазном хлорировании 1000 м<sup>3</sup> метана образовалось 500 кг метилхлорида, селективность по которому составила 52 %. Определить степень конверсии метана.

33. В процессе получения дихлорэтана степень конверсии этилена равна 0,88 а селективность по дихлорэтану составила 90 %. Определить объем этиленовой фракции, объемная доля этилена в которой равна 92 %, необходимой для получения 1600 кг дихлорэтана.

34. В процессе гидрохлорирования ацетиленов образовалось 1900 кг винилхлорида. Определите выход винилхлорида в расчете на поданный ацетилен, если объем подаваемого ацетиленов равен 700 м<sup>3</sup>.

35. При хлорировании 18000 кг бензола получена реакционная смесь, в которой масса хлорбензола составила 4000 кг. Определить степень конверсии бензола, если селективность по хлорбензолу равна 94 %.

36. В процессе получения метанола степень конверсии синтеза – газа равна 9 %, а объемное соотношение оксида углерода и водорода в нем равна 1: 2. Селективность по метанолу составляет 86 %. Определить массу метанола, полученного из 200 тыс. м<sup>3</sup> синтеза – газа.

37. При прямой гидратации этилена селективность по этанолу составляет 96 %. Определить степень конверсии этилена, если на гидратацию подано 28000 м<sup>3</sup> газа, объемная доля этилена в котором 85 %, а масса полученного этанола равна 2100 кг.

38. В процессе получения фенола через изопропилбензол выход фенола в расчете на поданный бензол равен 87 %. Определить массу бензола, необходимого для получения 3000 кг фенола.

39. Степень конверсии метанола в процессе его окисления до формальдегида равна 89 %, а селективность по формальдегиду составляет 96 %. Определить объем метанола, необходимого для получения 3500 кг формалина, в котором массовая доля формальдегида равна 37 %.

40. Степень конверсии этилена в процессе его прямого окисления равна 25 %; объем этилена, израсходованного в процессе, составляет  $1500 \text{ м}^3$ . Определить селективность по этиленоксиду, если масса этиленоксида равна 500 кг.

41. Для получения 1300 кг винилацетата израсходовано 2000 кг уксусной кислоты. Определить степень конверсии уксусной кислоты, если селективность по винилацетату равна 99 %.

42. В условиях **Примера 7** при нагрузке реактора по н-бутана  $1500 \text{ м}^3/\text{ч}$ , степень конверсии н-бутана 37,5 % и температуре контактного газа  $610^\circ \text{C}$  определить вместимость реактора.

43. В условиях **Примера 7** при объемном расходе контактного газа  $30\,600 \text{ м}^3/\text{ч}$  определить константу скорости реакции, если степень конверсии н-бутана равна 38,3 % внутренний диаметр аппарата 1,8 м, а полезная высота 11 м.

44. В условиях **Примера 7** при степени конверсии н-бутана, равной 40 %, и селективности по н-бутенам 74,3 % определить нагрузку реактора по н-бутана, если константа скорости равна  $0,15 \text{ с}^{-1}$ . Внутренний диаметр реактора 1,6 м высота 10 м.

45. В реактор, внутренний диаметр которого 2,2 м поступает на дегидрирование до бутенов  $13\,800 \text{ м}^3$  н-бутана в час. При  $615^\circ \text{C}$  степень конверсии н-бутана равна 39,2 %, селективность по бутенам составляет 75,4 %. Определить высоту реактора, приняв для расчета константы скорости уравнение:  $\lg k = 9,9 - 45300/4,575T$

46. В реактор на дегидрирование до бутенов поступает  $12\,000 \text{ м}^3$  н-бутана в час при объемной скорости  $520 \text{ ч}^{-1}$  (в расчете на газообразный н-бутан). Процесс проводят при  $595^\circ \text{C}$ , константа скорости описывается уравнением, приведенным в

задаче 45. Определить вместимость реактора, время пребывания веществ в реакционной зоне и константу скорости реакции.

47. В условиях **Примера 8** определить объем катализатора, если производительность реактора по акрилонитрилу при  $465^{\circ}\text{C}$  составляет  $4520\text{ кг/ч}$ , а степень конверсии пропилена равна  $63\%$ .

48. В условиях **Примера 8** определите полезную вместимость реактора, если его производительность по акрилонитрилу составляет  $3000\text{ кг/ч}$ , а константа скорости при  $490^{\circ}\text{C}$  рассчитывается по формуле:  $K = 9,0 * 10^5 e^{-90100/RT}$

49. В условиях **Примера 8** определить объемную скорость газовой смеси на входе в реактор (в  $\text{ч}^{-1}$ ), если температура процесса равна  $435^{\circ}\text{C}$ , а степень конверсии пропилена составляет  $64\%$ .

50. В реактор, высота слоя катализатора в котором равна  $6\text{ м}$ , поступает на дегидрирование (при  $180^{\circ}\text{C}$ ) в час  $32,5\text{ м}^3$  жидкого пропионового альдегида. Определить внутренний диаметр реактора, если известно, что: а) процесс протекает по реакции второго порядка, константу скорости которой рассчитывают по уравнению  $[\text{кмоль}/(\text{м}^3 * \text{с})] \lg k^n = 8,48 - \frac{47800}{RT}$ ; б) начальные концентрации каждого компонента исходной смеси равны  $a=89\text{ кмоль}/\text{м}^3$ , а конечные концентрации каждого компонента составляют  $x=8,7\text{ кмоль}/\text{м}^3$ ; в) формула для расчёта времени пребывания веществ (в с) в реакторе такова:  $\tau = \frac{1}{k^n} * \frac{x}{a(a-x)}$ .

51. В условиях **Задачи 50** при температуре гидрирования  $165^{\circ}\text{C}$  и внутреннем диаметре аппарата  $2,4\text{ м}$  определить высоту слоя катализатора.

52. Производительность реактора окислительного пиролиза метана равна  $45000\text{ м}^3$  газов пиролиза в час при времени реакции  $0,003\text{ с}$ . Определить диаметр реакционной зоны, если ее длина составляет  $600\text{ мм}$ .

53. Производительность реактора одностадийного дегидрирования н-бутана составляет  $72\text{ т}$  бутадиена в сутки. Определить объём катализатора в реакторе, если производительность катализатора по бутадиену равна  $90\text{ кг}/(\text{м}^3 * \text{ч})$ .

54. Массовый расход этилбензола в реакторе получения стирола равен  $12,9\text{ т/ч}$ , а объёмная скорость подачи жидкого этилбензола равна  $0,5\text{ ч}^{-1}$ . Плотность бен-

зола равна  $867 \text{ кг/м}^3$ . Определить высоту слоя катализатора в реакторе диаметром  $5,5 \text{ м}$ .

55. Массовый расход н-пентана в реакторе изомеризации равен  $8,25 \text{ т/ч}$ ; плотность жидкого н-пентана равна  $626 \text{ кг/м}^3$ . Определить объёмную скорость подачи углеводорода в реактор, если объём катализатора составляет  $12 \text{ м}^3$ .

56. Объёмный расход метана, подаваемого в реактор газофазного хлорирования, равен  $400 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; мольное отношение подаваемых метана и хлора равно  $5:1$ , объёмная скорость подачи газов в реакционное пространство составляет  $240 \text{ ч}^{-1}$ . Определить рабочий объём реактора.

57. Производительность установки гидрохлорирования ацетиленов равна  $1,2 \text{ т}$  винилхлорида в час при производительности катализатора по винилхлориду  $50 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Определить число реакторов, необходимых для обеспечения заданной производительности, если объём катализатора в каждом реакторе равен  $6 \text{ м}^3$ .

58. Объёмный расход синтез – газа в реакторе получения метанола равен  $600 \text{ тыс. м}^3/\text{ч}$ , а объёмная скорость подачи сырья составляет  $10000 \text{ ч}^{-1}$ . Определить производительность катализатора, если производительность реактора равна  $12 \text{ т}$  метанола в час.

59. Объёмная скорость подачи жидкого циклогексана в реактор окисления равна  $2 \text{ ч}^{-1}$ . Диаметр реактора  $2,2 \text{ м}$ , высота реакционной зоны  $8 \text{ м}$ . Определить массовый суточный расход циклогексана при его плотности  $780 \text{ кг/м}^3$ .

60. Массовый расход ацетальдегида, подаваемого на окисление, равен  $2,5 \text{ т/ч}$ , а объёмная доля ацетальдегида в исходной паро-воздушной смеси равна  $25\%$ . Определить диаметр реактора, если линейная скорость смеси в сечении аппарата равна  $0,15 \text{ м/с}$ .

61. Производительность  $1 \text{ м}^3$  катализатора в реакторе окислительного аммонолиза пропилена равна  $50 \text{ кг}$  акрилонитрила в час, объёмный расход исходной газовой смеси равен  $12100 \text{ м}^3/\text{ч}$ , а объёмная скорость смеси равна  $550 \text{ ч}^{-1}$ . Определить суточную производительность реактора по акрилонитрилу.

62. Объёмный расход этилена в реактор прямой гидратации равен  $30000 \text{ м}^3/\text{ч}$ , а степень конверсии этилена за один проход составляет  $4,3 \%$ . Определить

тепловой эффект и количество выделяющейся теплоты, если теплота образования равна: для этилена 52,3 кДж/моль, для воды 241,84 кДж/моль, для эталона 253,3 кДж/моль.

63. Производительность установки получения этилхлорида жидкофазным гидрохлорированием этилена равна 260 кг/ч. Тепловой эффект процесса составляет 56,2 кДж на 1 моль этилхлорида. Определить объёмный расход теплоносителя для снятия выделяющейся теплоты, если теплоёмкость теплоносителя равна 2,86 кДж (кг · К), плотность теплоносителя 1250 кг/м<sup>3</sup>, а температура в процессе теплообмена увеличивается на 10 К.

64. В процессе хлорирования бензола на снятие выделяемой теплоты расходуется 1,8 т бензола в расчёте на 1 т хлорбензола. Определить производительность установки по хлорбензолу, если тепловой поток с испаряющимся бензолом равен 800 кВт, а теплота испарения бензола равна 30,6 кДж/моль.

65. Тепловой эффект реакции аккилирования бензола этиленом равен 106 кДж/моль. На снятие части (55%) выделяемой теплоты расходуется 48% бензола, подаваемого в реактор. Определить массовый расход бензола на установке производительностью 4 т этилбензола в час. Теплота испарения бензола равна 30,6 кДж/моль.

66. Производительность установки газофазного гидрохлорирования ацетиленов равна 2 т винилхлорида в час; тепловой эффект образования винилхлорида равен 160 кДж/моль. Определить площадь поверхности теплообмена в реакторе, если средний температурный напор равен 70 К, а коэффициент теплопередачи составляет 37 Вт/(м<sup>2</sup> · К).

67. В процессе получения ацетилена карбидным методом 85% теплоты. Выделяемой в результате химической реакции, снимается за счёт испарения воды. Определить тепловой эффект реакции и объёмный расход воды на испарение в генераторе производительностью 500 м<sup>3</sup> ацетилена в час. Теплота образования карбида кальция 62,7 кДж/моль, воды 241,8 кДж/моль, оксида кальция 635,1 кДж/моль, ацетилена -226,7 кДж/моль. Теплота парообразования воды 2289 кДж/кг.

68. В реактор алкилирования изобутана в час подают  $36 \text{ м}^3$  жидкой бутан-бутеновой фракции, в которой массовая доля бутенов равна 30%, а плотность  $605 \text{ кг/м}^3$ . Тепловой эффект реакции алкилирования изобутана бутенами равен  $77 \text{ кДж}$  на 1 моль бутенов, причём на снятие выделяющейся теплоты расходуется 20% циркуляционного изобутана. Определить массовое соотношение циркуляционного изобутана и жидкой бутан-бутеновой фракции, если теплота испарения изобутана равна  $330 \text{ кДж/кг}$ .

69. Объём катализатора в реакторе прямого окисления этилена равен  $7 \text{ м}^3$ , а производительность  $1 \text{ м}^3$  катализатора составляет  $80 \text{ кг}$  этиленоксида в час. Суммарный тепловой эффект реакций равен  $820 \text{ кДж}$  на 1 моль этиленоксида. Определить площадь поверхности теплообмена реактора, если коэффициент теплопередачи равен  $25 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ , а средний температурный напор  $120 \text{ К}$ .

70. Площадь поверхности змеевиков в реакторе окисления ацетальдегида равна  $600 \text{ м}^2$ . Производительность реактора  $3000 \text{ кг}$  уксусной кислоты в час. За счёт подачи воды в змеевики снимается теплота в количестве  $270 \text{ кДж/моль}$ . Определить средний температурный напор при охлаждении реакционной массы если коэффициент теплопередачи равен  $320 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .

71. Тепловой эффект процесса получения винилацетата из ацетилен и уксусной кислоты равен  $118,5 \text{ кДж/моль}$ ; площадь поверхности змеевиков для снятия реакционной теплоты  $48 \text{ м}^2$ ; коэффициент теплопередачи  $80 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ ; средний температурный напор  $140 \text{ К}$ . Определить часовую производительность реактора по винилацетату.

72. Производительность колонны синтеза по метанолу составляет  $6000 \text{ кг/ч}$ . Определить объём цинк – хромового катализатора в колонне, если объёмная скорость подачи синтеза – газа равна  $42000 \text{ ч}^{-1}$ , степени его конверсии за один проход через катализатор  $8,8\%$ , а селективность по метанолу составляет  $87,1\%$ .

73. В колонну синтеза метанола, объём цинк – хромового катализатора в которой равен  $4 \text{ м}^3$ , поступает в час  $135600 \text{ м}^3$  синтеза – газа. Производительность  $1 \text{ м}^3$  катализатора составляет  $42 \text{ т/сут.}$  по метанолу – сырцу, массовая доля метанола в котором  $92,5\%$ . Определить объёмную долю холодного (байпасного) синтез

– газа на входе (в %), если степень конверсии синтез – газа за один проход через катализатор равна 9,2%, а селективность по метанолу составляет 87,2%.

74. В колонне синтеза метанола, на полках которой находится  $3,6 \text{ м}^3$  цинк – хромового катализатора, за счет теплового эффекта, равного  $3000 \text{ кДж}$  на  $1 \text{ кг}$  метанола, выделяется  $5000 \text{ кВт}$  теплоты. Определить объемную скорость подачи синтез – газа, если степень конверсии синтез – газа равна 9,1%, а селективность по метанолу составляет 87,3%.

75. В колонну синтеза метанола поступает в час  $165400 \text{ м}^3$  синтез – газа с массовой скоростью  $17500 \text{ кг/ч}$  на  $1 \text{ м}^3$  цинк – хромового катализатора. Определить суточную производительность колонны (в расчете на 100% – ный метанол), если часовая производительность  $1 \text{ м}^3$  катализатора составляет  $1660 \text{ кг}$  метанола – сырца, массовая доля метанола в котором равна 92%.

76. Часовая производительность шести полочной колонны синтеза метанола на цинк – хромовом катализаторе составляет  $7000 \text{ кг}$  метанола – сырца, массовая доля метанола в котором равна 92%. При объемной скорости подачи синтез – газа  $40000 \text{ ч}^{-1}$  степень его конверсии равна 8,7%, а селективность по метанолу составляет 86,5%. Определить внутренний диаметр колонны, если высота слоя катализатора на каждой полке  $660 \text{ мм}$ .

77. В колонну синтеза метанола поступает в час  $150000 \text{ м}^3$  синтез – газа. Из колонны выходит газовая смесь, массовая доля метанола в которой равна 9,9% при степени конверсии синтез – газа в метанол 7,42%. В холодильнике – конденсатора газовая смесь охлаждается от  $130$  до  $35^{\circ} \text{ С}$ , пары метанола при этом конденсируются. Определить массовый расход охлаждающей воды в холодильнике – конденсаторе, если температура воды повышается на  $35 \text{ К}$ . Принять удельные теплоемкости газовой смеси и воды соответственно  $2,86 \text{ кДж/(кг*К)}$  и  $4,18 \text{ кДж/(кг*К)}$ , теплоту конденсации паров метанола  $1171 \text{ кДж/кг}$ .

78. Производительность пяти-полочной колонны синтеза метанола с внутренним диаметром  $1,2 \text{ м}$  составляет  $5800 \text{ кг}$  метанола в час. При объемной скорости подачи синтез – газа  $45000 \text{ ч}^{-1}$  селективность по метанолу достигает 86,5%.

Определить степень конверсии синтез – газа за один проход, если высота слоя катализатора на каждой полке равна 710 мм.

79. В колонну синтеза метанола с совмещенной насадкой поступает в час  $10000 \text{ м}^3$  синтез – газа, степень конверсии которого в метанол составляет 7,5%. Из колонны выходит газовая смесь, массовая доля метанола в которой равна 8%. На выходе из катализаторной коробки 20% от массового расхода газовой смеси направляют в котел – утилизатор, где она охлаждается с  $390$  до  $130^\circ \text{С}$  за счет преобразования водяного конденсата в пар с давлением  $18,7 \text{ МПа}$ . Определить количество образующегося водяного пара, если теплота парообразования равна  $722,6 \text{ кДж/кг}$ , а удельная теплоемкость газовой смеси  $3,12 \text{ кДж/(кг*К)}$ .

80. В реактор синтеза метанола поступает в час  $500000 \text{ м}^3$  синтез – газа. При степени конверсии синтез – газа за один проход через катализатор 4,5% производительность реактора составляет 222 т метанола в сутки. Определить селективность по метанолу.

81. В реактор (объем катализатора  $60 \text{ м}^3$ ) синтеза метанола при низком ( $5,3 \text{ МПа}$ ) давлении по основному ходу  $480000 \text{ м}^3$  синтез папки в час. Определить долю байпасного (холодного) синтез - газа ( в %) если производительность  $1 \text{ м}^3$  катализатора равна 220 кг метанола в час, степень конверсии синтез – газа за один проход через катализатор 4,8 %, а селективность по метанолу 87,2 %.

82. В реакторе синтеза метанола при низком ( $5,3 \text{ МПа}$ ) давлении находятся  $59,5 \text{ м}^3$  катализатора, производительность  $1 \text{ м}^3$  которого равна  $250 \text{ кг}$  метанола в час. В процессе синтеза количество отдувочных и растворенных в метаноле газов составляет  $18 \text{ м}^3$  на 1 т метанола. Определить объемный расход свежего и циркуляционного газа при входе в реактор, если степень конверсии синтез – газа за один проход через катализатор 4,9 % , а селективность по метанолу составляет 86,8 %

83. Диаметр реактора синтеза метанола на низком температурном катализаторе равен 3,6 м, высота слоя катализатора 6 м. При объемной скорости подача синтез - газа  $10200 \text{ ч}^{-1}$  степень его конверсии за один подход через катализатор составляет 4,7% , а селективность по метанолу равна 87,4%. Определить суточную произ-

водительность реактора по металлу-сырцу, массовая доля метанола в котором 88%.

84. Производительность реактора синтеза метанола на низкотемпературном катализаторе (СНМ-1) составляет 10000 кг метанола в час. Процесс проводят при 5,3 МПа и 290°C; в этих условиях степень конверсии синтез-газа за один проход через катализатор равна 5%, а селективность по метанолу 87,2%. Определить внутренний диаметр реактора, если линейная скорость синтез-газа в сечении аппарата в рабочих условиях равна 0,82 м/с.

85. В реактор синтеза метанола при низком давлении ( производительность 15000 кг метанола в час) поступает синтез-газ с массовой скоростью подачи 5700 кг/ч на 1 м<sup>3</sup> катализатора. В этих условиях степень конверсии синтез-газа в метанол равна 4,4%. Определить толщину стенки реактора, если его наружный диаметр 3,8 м, а высота слоя катализатора 5,88 м.

86. Реактор синтеза метанола заполнен низкотемпературным катализатором СНМ-1 (60 м<sup>3</sup>), производительность 1м<sup>3</sup> которого равна 6,24 т метанола в сутки. Для обеспечения такой производительности в реактор подают в час 2350 м<sup>3</sup> свежего синтез-газа на 1т образующегося метанола; объёмная доля диоксида углерода в свежем газе должна быть 8%, а мольное соотношение водород : оксид углерода равно 2,8:1. Определить объёмную долю свежего синтез-газа, направляемого в двухступенчатый реактор конверсии СО до СО<sub>2</sub> на железохромовом катализаторе.

87. Производительность завода 300 тыс.т метанола в год обеспечивается работой трёх реакторов на низкотемпературном катализаторе. Степень конверсии синтез-газа за один проход через катализатор равна 5%, а селективность по метанолу 87,1%. Определить число колонн синтеза метанола при высоком (30 МПа) давлении, необходимых для обеспечения такой производительности, если объём катализатора в колонне 3,6 м<sup>3</sup>, а объёмная скорость подачи синтез-газа в колонну 44500 ч<sup>-1</sup>. Число часов работы оборудования в году принять равным 8000.

88. Производительность реактора синтеза метанола при низком (5 МПа) давлении равна 384 т метанола в сутки. Из реактора уходит газовая смесь с массо-

вой долей метанола 3,3%, охлаждаемая в кожухотрубном теплообменнике от 280 до 120° С поступающем холодным синтез-газом. Определить число труб теплообменника (средний диаметр трубки 14,6 мм, длина 12 м), если удельная теплоёмкость газовой смеси на выходе из колонны равна 3,2 кДж/ (кг\*К), коэффициент теплопередачи 520 Вт/ (м²\*К), а средний температурный напор 55К. Тепловые потери теплообменника принять равными 5%.

89. Метанол получают при низком давлении в реакторе большой единичной мощности. Перед поступлением в реактор синтез-газ нагревают отходящей из реактора газовой смесью с 55 до 230° С в межтрубном пространстве теплообменника, площадь поверхности теплообмена которого равна 1870 м², при коэффициенте теплопередачи 525 Вт/ (м²\*К) и среднем температурном напоре 55К. Определить суточную производительность реактора по метанолу, если теплоёмкость синтез-газа равна 3,15 кДж/ (кг\*К), а степень его конверсии в метанол 4,7%.

90. Производительность реактора по метанолу, получаемому при 5-6 МПа, составляет 408 т/сут. Выделяющуюся теплоту (110 кДж/моль) снимают, подавая холодный (байпасный) синтез-газ в реакционную зону; газ при этом нагревается с 55 до 270° С. Определить долю байпасного синтез-газа ( в % от общего расхода на входе), если удельная теплоёмкость синтез-газа при средней температуре 162,5° С равна 3,14 кДж/ (кг\*К), а степень его конверсии в метанол 4,8%.

91. Метанол получают в вертикальном трубчатом реакторе (число труб 6500, их длина 7,5 м). Производительность такого реактора по метанолу 300 т/сут. Синтез-газ поступает в реактор с объёмной скоростью 12200 ч⁻¹; в этих условиях степень его конверсии равна 7%, а селективность по метанолу 90%. Определить длину труб реактора.

92. Метанол получают в вертикальном трубчатом реакторе (число труб 6500, их длина 7,5 м). Производительность такого реактора по метанолу 300 т/сут. Синтез-газ поступает в реактор с объёмной скоростью 12200 ч⁻¹; в этих условиях степень его конверсии равна 7%, а селективность по метанолу 89%. Определить внутренний диаметр труб.

93. В трубчатый реактор синтеза метанола поступает в час  $320000 \text{ м}^3$  синтез-газа. Выделяющуюся теплоту отводят за счёт образования в межтрубном пространстве реактора) водяного пара с давлением 4,5 МПа в количестве 1т пара на 1т метанола. Определить площадь поверхности теплообмена труб реактора, если степень конверсии синтез-газа равна 9%, селективность процесса 90%, удельная теплота парообразования  $1674 \text{ кДж/кг}$ , а удельная тепловая нагрузка на трубы  $1,22 \text{ кВт/м}^2$ .

94. Метанол получают в трубчатом реакторе, заполненном медьсодержащим катализатором. В межтрубном пространстве за счёт кипения конденсата образуется в час 12000 кг водяного пара с давлением 4 МПа, что позволяет утилизировать 70% выделяющейся теплоты ( $100 \text{ кДж/моль}$ ). Определить нагрузку реактора по синтез-газу, если степень его конверсии равна 8%, селективность по метанолу 90% а теплота парообразования  $1712 \text{ кДж/кг}$ .

95. Производительность трубчатого реактора по метанолу составляет 288 т/сут. При  $270^\circ\text{C}$  из реактора уходит газовая смесь, объёмная доля метанола в котором равна 6%. Теплоту этих газов используют в теплообменнике для подогрева исходного синтез-газа. Определить площадь поверхности теплообмена, если коэффициент теплопередачи равен  $125 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ , средний температурный напор 55К, молярная теплоёмкость реакционных газов  $33,9 \text{ кДж/(моль}\cdot\text{K)}$ , а начальная температура поступающего газа  $90^\circ\text{C}$ .

#### **4.4 Таблица вариантов для выполнения расчетной части контрольной работы**

*Последняя цифра шифра*

№ варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
1	1, 12, 20, 42,52, 62,72	2, 13 21, 43,53, 63,73	3,14, 22, 44,54, 64,74	4, 15, 23, 45,55, 65,75	5, 16, 24, 46,56, 66,76	6, 17, 25, 47,57, 67,77	7, 18, 26, 48,58, 68,78	8, 19, 27, 28, 49,59, 69,79	9, 12, 28, 50,60, 70,80	10, 13 29, 51,61, 71,81
2	11, 14, 30, 50,60,	1, 15, 31, 49,59,	12, 16, 32, 48,58,	3, 17, 33, 50,57,	4, 18, 34, 47,56,	5, 19, 35, 46,55,	6, 15, 36, 45,54,	7, 12, 37, 44,53,	8, 13, 38, 43,52,	9, 14, 39, 42,53,

	70,82	69,83	68,84	67,85	66,86	65,87	64,88	63,89	62,90	63,91
3	10, 15, 40, 51,54, 64,92	11, 16, 41, 50,55, 65,93	1, 17, 40, 49,56, 66,94	2, 18, 39, 48,57, 67,95	3, 19, 38, 47,58, 68,96	4, 12, 37, 46,59, 69,72	5, 13, 36, 45,60, 70,73	6, 14, 35, 44,61, 71,74	7, 15, 34, 43,52, 62,75	8, 16, 33, 45,53, 63,76
4	9, 17, 32, 42,54, 64,77	10, 18, 31, 49,55, 65,78	11, 19, 30, 50,56, 66,79	1, 18, 29, 51,57, 67,80	2, 17, 28, 46,58, 68,81	3, 16, 27, 51,59, 69,82	4, 15, 26, 44,60, 70,83	5, 14, 25, 45,61, 71,84	6, 13, 24, 46,60, 70,85	7, 12, 23, 47,59, 69,86
5	8, 19, 26, 43,58, 68,87	9, 18, 21, 50,57, 67,88	10, 17, 20, 51,56, 66,89	11, 16, 41, 49,55, 65,90	1, 15, 40, 45,54, 64,91	2, 14, 39, 50,53, 63,92	3, 13, 41, 45,52, 62,93	4, 12, 36, 46,53, 63,94	5, 13, 37, 48,54, 64,95	6, 14, 35, 49,55, 65,96
6	7, 15, 34, 44,56, 66,96	8, 16, 33, 51,57, 67,95	9, 17, 32, 42,58, 66,94	10, 18, 31, 50,59, 69,93	11, 19, 30, 43,60, 70,92	10, 18, 29, 49,61, 71,91	9, 17, 28, 46,53, 63,90	8, 16, 27, 47,54, 64,89	7, 15, 26, 50,55, 65,88	6, 13, 25, 21,56, 66,87
7	5, 14, 24, 45,57, 67,86	4, 12, 23, 50,58, 68,85	3, 13, 22, 43,59, 69,84	2, 14, 21, 48,60, 70,83	1, 15, 20, 44,61, 71,82	11, 16, 21, 48,60, 70,81	10, 17, 22, 47,54, 64,80	9, 18, 23, 48,55, 65,79	8, 19, 24, 50,56, 66,78	7, 18, 26, 49,57, 67,77
8	6, 17, 25, 45,58, 68,76	5, 16, 27, 49,59, 69,75	4, 15, 28, 44,60, 70,74	3, 14, 29, 47,61, 71,73	2, 13, 30, 42,52, 62,72	1, 18, 31, 47,53, 63,96	11, 12, 32, 48,56, 66,95	10, 19, 33, 49,56, 62,94	9, 18, 34, 48,55, 65,93	8, 19, 35, 47,58, 68,92
9	7, 17, 36, 47,57, 67,91	6, 16, 37, 48,58, 68,90	5, 15, 38, 45,56, 66,89	4, 14, 39, 46,60, 70,88	3, 13, 40, 43,52, 62,87	2, 12, 41, 46,53, 63,86	1, 13, 40, 49,55, 65,85	11, 15, 39, 50,57, 87,84	10, 14, 38, 46,58, 68,83	9, 16, 37, 45,59, 69,82
10	8, 17, 36, 48,60, 70,81	7, 18, 35, 47,61, 71,80	6, 19, 34, 46,57, 72,79	5, 18, 33, 45,58, 68,78	4, 17, 32, 44,53, 63,77	3, 16, 31, 45,55, 65,76	2, 15, 30, 50,57, 67,75	1, 14, 29, 51,59, 69,74	11, 13, 28, 44,61, 71,73	10, 12, 27, 43,52, 62,72

## 5. ПЕРЕЧЕНЬ ВОПРОСОВ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ЭКЗАМЕНУ

1. Значение химической промышленности для народного хозяйства. Взаимосвязь химической промышленности с другими отраслями народного хозяйства. Ос-

новные направления развития химической технологии. Качество и себестоимость продукции. Ресурсо- и энергосберегающие технологии.

2. Химическое превращение веществ, его составляющие и их основные характеристики.

3. Влияние кинетики химических реакций на выбор технологического режима.

4. Классификация ХТП.

5. Основные показатели ХТП.

6. Материальный и тепловой балансы.

7. Термодинамические характеристики химических процессов, основная стадия. Принцип Ле-Шателье.

8. Взаимосвязь равновесных выходов, концентраций, степеней превращения и констант равновесия. Факторы, обеспечивающие повышение равновесных выходов и степеней превращения.

9. Составление материального и теплового баланса по реакции. Определение основной стадии процесса.

10. Определение выхода готового продукта с учетом концентраций исходных веществ.

11. Характеристика гомогенных и гетерогенных, обратимых и необратимых ХТП, стадии ХТП, основная стадия.

12. Катализ. Механизм действия катализатора.

13. Факторы, влияющие на скорость ХТП и выход продукта.

14. Гомогенный и гетерогенный катализ и их использование в химической промышленности.

15. Диффузионная область гетерогенных процессов.

16. Гетерогенные некаталитические процессы в системе газ - твердое вещество.

17. Гетерогенные некаталитические процессы в системе газ-жидкость (газожидкостные реакции).

18. Новые направления в катализе.

19. Обоснование выбора катализатора для конкретного ХТП.
20. Расчет константы равновесия и скорости реакции для заданных условий.
21. Подбор параметров ХТП, обеспечивающих максимальный выход готового продукта.
22. Требования, предъявляемые к реакторам.
23. Особенности реакторов по характеру смешения и вытеснения веществ, участвующих в процессе.
24. Особенности реакторов с использованием твердых катализаторов в стационарном и во взвешенном состоянии. Коэффициент заполнения реакторов.
25. Взаимосвязь производительности и интенсивности со степенью превращения и скоростью ХТП.
26. Классификация реакторов по подводу и отводу теплоты. Определение оптимального времени проведения процесса.
27. Типичные промышленные реакторы периодического и непрерывного действия.
28. Принцип организации теплообмена.
29. Материальный и тепловой баланс реактора.
30. Обоснование выбора конструкции реактора для конкретного ХТП.
31. Выполнение эскиза аппарата с указанием направления движения материальных и тепловых потоков.
32. Понятие и общая характеристика ХТС (химико-технологических схем). Работа ХТС с открытой технологической цепью, с последовательными и параллельными, обратными (рециркуляционными) связями аппаратов.
33. Основные направления совершенствования ХТС.
34. На примере получения синтеза метанола, производства формальдегида, карбамидо-формальдегидного концентрата, синтеза пентаэритрита, синтеза уротропина:
  - 34.1 Свойства и применение химического продукта в народном хозяйстве. Способы получения. Теоретические основы производства. Типы технологических схем синтеза. Аппаратурное оформление ХТП. Описание предложенной аппаратур-

ной технологической схемы с обвязкой реакционных аппаратов. Обоснование направления движения материальных и тепловых потоков.

34.2 Вычерчивание по краткому описанию технологической схемы с указанием движения потоков.

34.3 Обоснование выбора конструкции реактора.

34.4 Составление материального и теплового баланса реакционного аппарата по заданию.

34.5 Выбор и обоснование способа получения конкретного химического продукта.

36. Классификация промышленных загрязнений биосферы. Источники загрязнения.

37. Защита атмосферы от вредных воздействий.

38. Очистка сточных вод.

39. Переработка твердых отходов.

40. Принципы создания малоотходных технологических процессов.

41. Экологические аспекты при проектировании новых, расширении и реконструкции действующих производств.

## **6. ПЕРЕЧЕНЬ РЕКОМЕНДУЕМЫХ УЧЕБНЫХ ИЗДАНИЙ, ИНТЕРНЕТ-РЕСУРСОВ, ДОПОЛНИТЕЛЬНОЙ ЛИТЕРАТУРЫ**

Основная

1. Москвичев Ю.А. Теоретические основы химической технологии. [Текст]– М.: Академия, 2005

2. Москвичев Ю.А., Григоричев А.К. Теоретические основы химической технологии. [Текст]– М.: Издательский центр «Академия», 2005.

3. Соколов Р.С, Химическая технология. [Текст]- М: Владос, 2000. Т. 1,2.

4. Соколов Р.С. Практические работы по химической технологии. [Текст]- М.: Владос, 2004.

5. Потехин В.М., Потехин В.В. Основы теории химических процессов технологии органических веществ и нефтепереработки. [Текст]- СПб:ХИМИЗДАТ, 2007

Дополнительная:

6. Беспалов А.В. Харитонов Н.И. Системы управления химико-технологическими процессами. [Текст]-М.: Академкнига,2007

7. Мухленов И.П. Теоретические основы химической технологии, 1 и 2 том. [Текст] – М.: Высшая школа, 1984.

8. Бесков С.Д. Техно-химические расчеты. [Текст]– М.: Госхимиздат, 1950.

9. Гутник С.П. и др. Примеры и задачи по технологии органического синтеза. [Текст]– М.: Химия, 1984.

10. Кутепов А.М. и др. Общая химическая технология. [Текст]-М.: Высшая школа,1990

11. Кондауров Б.П. Общая химическая технология[Текст]-М.: Академия,2005

12. Лебедев Н.Н, Манаков М.Н, Швец В.Ф, Теория технологических процессов органического и нефтехимического синтеза. [Текст]- М: Химия, 1975.

13. Лебедев Н.Н. Химия и технология органического и нефтехимического синтеза. [Текст] - М: Химия, 1975.

14. Юкельсон И.И. Технология основного органического синтеза. [Текст]- М: 1968. М: Химия, 1968

15. Презентации тем учебных занятий.

## Основные формулы для расчетной части контрольной работы

1.  $M = m/N.$
2.  $Y_m = Y/m.$
3.  $\omega_A = m_A/m.$
4.  $x_A = N_A/N.$
5.  $\varphi_A = Y_A / Y.$
6.  $\rho_A = m_A / Y.$
7.  $P Y = RT$
8.  $P Y = NRT = (m/M) RT, R = 8,314 \text{ кДж/моль К.}$
9.  $P_1 T_2 Y_1 = P_2 T_1 Y_2.$
10.  $P = p_1 + p_2 + \dots + p_n.$
11.  $Y = Y_1 + Y_2 + \dots + Y_n$
12.  $M_{\text{ср}} = x_1 M_1 + x_2 M_2 + \dots + x_n M_n.$
13.  $\rho_{\text{ср}} = M_{\text{ср}} / 22,4$
14.  $D = \rho / 1,293.$
15.  $(P + a / Y^2) ( Y - b) = RT$
16.  $P = (1 - C / Y T^3) RT / Y^2 [ Y + B_0 (1 - b / Y)] - (1 - a / Y) A_0 / Y^2$
17.  $\alpha = N_{\text{превр}} / N_{\text{исх}} \quad \alpha = m_{\text{превр}} / m_{\text{исх}} \quad \alpha = V_{\text{превр}} / V_{\text{исх}}$
18.  $\beta = N_{\text{факт}} / N_{\text{теорет}} \quad \beta = m_{\text{факт}} / m_{\text{теорет}} \quad \beta = V_{\text{факт}} / V_{\text{теорет}}.$
19.  $V = N_c \tau$
20.  $S = N_c / \omega,$
21.  $D = \sqrt{4S / \pi} = \sqrt{1,274 D}$
22.  $H = V_p / S = \omega \tau.$
23.  $V_{\text{об}} = V_{\text{сырья}} / V_{\text{катализатора}}, \quad V_{\text{катализ}} = V_{\text{сырья}} / V_{\text{об}}$
24.  $N_k = N_{\text{прод}} / V_k \quad N_k = N_{\text{прод}} / m_k$
25.  $V_p = V_{\text{сут}} \tau / 24 \text{ кзап}$
26.  $\tau = 2,303 / \lg (a / (a - x)) \quad \tau = [2,303 / k^{11} (a - b) ] \lg [ b(a-x) / a (b-x) ]$   
 $\tau = (1 / k^{11}) (x / a (a-x)) \quad \tau = (1 / k^{11}) [(1/a-x^2) - (1/a^2)]$

$$27. Q_{исх} + Q_{\phi} + Q_p + Q_{п} = Q_{прод} + Q_{\phi}^1 + Q_p^1 + Q_{п}^1$$

$$28. Q = mCt \quad Q_{\phi} = m\tau$$

$$29. -\Delta H = \sum (-\Delta H_{обр})_{кон} - \sum (-\Delta H_{обр})_{исх}$$

$$-\Delta H = \sum (-\Delta H_{сгор})_{исх} - \sum (-\Delta H_{сгор})_{кон}$$

$$\Delta H_{обр} = \sum (n_i E_i)_{исх} - \sum (m_i E_i)_{кон}$$

$$\Delta H_{сгор} = (204,2n + 44m + \sum x)$$

$$30. m = Q/r$$

$$m = Q/C(t_1 - t_2)$$

$$31. F = Q/\kappa \Delta T_{ср}$$