

МИНОБРНАУКИ РОССИИ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего
образования «Югорский государственный университет»
Сургутский нефтяной техникум (филиал) Федерального государственного бюджетного
образовательного учреждения высшего образования
«Югорский государственный университет»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

по ОП. 06

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

для студентов 5 курса заочного отделения

специальности 18.02.09 " Переработка нефти и газа "

Выполнил преподаватель
специальных дисциплин

Срыбник М.А.

2019

СОДЕРЖАНИЕ

АННОТАЦИЯ.....	3
ВВЕДЕНИЕ.....	4
Содержание учебной дисциплины «Теоретические основы химической технологии»	7
ПОУРОЧНОЕ ПЛАНИРОВАНИЕ.....	12
МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К КОНТРОЛЬНОЙ РАБОТЕ.....	44
ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ЭКЗАМЕНУ	56
ЗАДАЧИ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ЭКЗАМЕНУ	60
ЛИТЕРАТУРА	63

АННОТАЦИЯ

Данные методические указания предназначены для студентов заочного отделения специальности 18.02.09 "Переработка нефти и газа" и рекомендуются к применению при изучении общепрофессиональной дисциплины "Теоретические основы химической технологии".

Изучение данных общепрофессиональной дисциплины включает:

- самостоятельное изучение вопросов программы дисциплины по технической литературе с использованием настоящих методических указаний;
- выполнение одной письменной домашней контрольной работы по индивидуальным заданиям;
- выполнение практических работ по теоретическим основам химической технологии во время сессии;
- чтение обзорных лекций во время сессии;
- сдачу экзамена.

Перед изучением дисциплины студент – заочник должен ознакомиться со структурой изучаемых тем дисциплины для чего должен обратить внимание на разделы программы и их содержание.

Для изучения каждой из тем программы в данных методических указаниях приводится полное содержание лекции и литература, в которой можно найти материал для самостоятельного изучения программы дисциплины.

Особой формой контроля самостоятельной работы студентов по изучению тем является проверка контрольной работы.

Для подготовки к экзамену в заключительной части методических указаний помещены вопросы, входящие в экзаменационные билеты.

ВВЕДЕНИЕ

В результате изучения общепрофессиональной дисциплины «Теоретические основы химической технологии» студент должен овладеть общими (ОК) и профессиональными (ПК) компетенциями:

Код	Наименование результата обучения
ОК 2.	Организовывать собственную деятельность, выбирать типовые методы и способы выполнения профессиональных задач, оценивать их эффективность и качество.
ОК 3.	Принимать решения в стандартных и нестандартных ситуациях и нести за них ответственность.
ОК 4.	Осуществлять поиск и использование информации, необходимой для эффективного выполнения профессиональных задач, профессионального и личностного развития.
ОК 5.	Использовать информационно-коммуникационные технологии в профессиональной деятельности.
ОК 6.	Работать в коллективе и команде, эффективно общаться с коллегами, руководством, потребителями.
ОК 7.	Брать на себя ответственность за работу членов команды (подчиненных), результат выполнения заданий.
ОК 8.	Самостоятельно определять задачи профессионального и личностного развития, заниматься самообразованием, осознанно планировать повышение квалификации.
ОК 9.	Ориентироваться в условиях частой смены технологий в профессиональной деятельности.
ПК 1.1.	Контролировать эффективность работы оборудования.
ПК 1.2.	Обеспечивать безопасную эксплуатацию оборудования и коммуникаций при ведении технологического процесса.
ПК 1.3.	Подготавливать оборудование к проведению ремонтных работ

	различного характера.
ПК 2.1.	Контролировать и регулировать технологический режим с использованием средств автоматизации и результатов анализов.
ПК 2.2.	Контролировать качество сырья, получаемых продуктов.
ПК 2.3.	Контролировать расход сырья, продукции, реагентов, катализаторов, топливно-энергетических ресурсов.
ПК 3.1.	Анализировать причины отказа, повреждения технических устройств и принимать меры по их устранению.
ПК 3.2.	Анализировать причины отклонения от режима технологического процесса и принимать меры по их устранению.
ПК 3.3.	Разрабатывать меры по предупреждению инцидентов на технологическом блоке.
ПК 4.1.	Организовывать работу коллектива и поддерживать профессиональные отношения со смежными подразделениями.
ПК 4.2.	Обеспечивать выполнение производственного задания по объему производства и качеству продукта.
ПК 4.3.	Обеспечивать соблюдение правил охраны труда, промышленной, пожарной и экологической безопасности.

уметь:

- 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.

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.

Содержание учебной дисциплины «Теоретические основы химической технологии»

Наименование разделов и тем	Содержание учебного материала, лабораторные работы и практические занятия, самостоятельная работа обучающихся	Объем часов	Уровень освоения
<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>
Раздел 1. Основные положения химической технологии		19	
Тема 1.1. Основы положения теории химического строения веществ	Содержание		2
	1.	Возникновение теории химического строения органического вещества. Основные положения теории химического строения органического вещества. Значение теории строения органического вещества А.М.Бутлерова. Электронная природа химической связи в органических соединениях. Гомологические ряды органических соединений. Классификация органических соединений. Типы органических реакций.	
	2.	Предельные углеводороды. Строение молекулы метана. Электронное и пространственное строение предельных углеводородов. Изомерия и номенклатура. Нахождение в природе. Получение в лаборатории и промышленности. Физические и химические свойства.	
Тема 1.2. Основы физико-химической технологии переработки нефти и газа	Содержание		2
	1.	Понятие и структура химико-технологического процесса. Показатели химико-технологического процесса. Степень превращения исходного реагента (конверсия). Селективность (избирательность). Выход продукта. Производительность. Интенсивность работы. Производительность катализатора.	

	2.	Термодинамические характеристики химических реакций. Химическое равновесие. Осуществимость химических реакций. Константа равновесия. Основные соотношения химической термодинамики. Энтальпия реакции. Энтропия реакции. Энергия Гиббса. Скорость реакции. Зависимость энергии Гиббса от давления. Типы реакций по термодинамическим условиям. Зависимость константы равновесия от температуры.		
	3.	Материальный баланс установки.		
	4.	Тепловой баланс установки.		
	Практическая работа		6	
	1.	Основные параметры нефтехимических синтезов.		
	2.	Расчет материального баланса.		
	3.	Расчет теплового баланса.		
	<p>Самостоятельная работа: выполнение домашних заданий по разделу 1.</p> <p>Примерная тематика внеаудиторной самостоятельной работы</p> <p>Взаимное влияние атомов в молекулах галогенопроизводных углеводов.</p> <p>Применение метана.</p> <p>Механизм реакции.</p> <p>Лимитирующая стадия.</p> <p>Влияние различных факторов на скорость, выход и селективность простых и сложных реакций.</p> <p>Гомогенный и гетерогенный катализ.</p> <p>Применение катализаторов в химической технологии.</p> <p>Механизм действия катализаторов.</p> <p>Стехиометрия химических превращений.</p>		9	
Раздел 2. Основные химические			44	

производства			
Тема 2.1. Производство основных продуктов органического и нефтехимического синтеза	Содержание		
	1.	Сырьевая база. Особенности нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств.	34
	2.	Блок-схема первичной переработки нефти и попутного газа.	
	3.	Блок-схема производства топлива и ароматических углеводородов на нефтеперерабатывающих заводах.	
	4.	Производство низших олефинов пиролизом углеводородов. Химизм и механизм процесса. Побочные реакции. Условия проведения и состав продуктов пиролиза бензина.	
	5.	Блок-схема производства этилена и пропилена из бензина.	
	6.	Технологическая схема пиролиза бензина. Основные аппараты производства. Схема печного блока пиролиза.	
	7.	Алкилирование углеводородов. Характеристика процессов алкилирования. Алкилирующие агенты и катализаторы.	
	8.	Производство этилбензола и диэтилбензола. Химизм и механизм процесса. Побочные реакции. Технологическая схема процесса алкилирования бензола этиленом. Реактор алкилирования бензола этиленом.	
	9.	Схема высокотемпературного гомогенного алкилирования бензола этиленом (фирма "Monsanto", США).	
	10.	Синтезы на основе смеси оксида углерода и водорода. Получение синтез-газа. Каталитическая конверсия углеводородов. Технологическая схема окислительной конверсии природного газа при высоком давлении.	
11.	Производство метанола из синтез-газа. Производство других продуктов на	2	

		основе синтез-газа.		
	12.	Окисление углеводов в гидропероксиды. Механизм образования продуктов окисления. Получение гидропероксидов. Кислотное разложение гидропероксидов.		
	13.	Синтез фенола. Методы получения фенола. Технологическая схема кумольного метода получения фенола и ацетона. Применение фенола.		
	14.	Производство жирных кислот.		
	15.	Процессы прямого окисления. Получение высших жирных спиртов окислением парафина.		
	16.	Производство серы и серной кислоты.		
	Практическая работа		2	
	1.	Расчет трубчатого змеевика печей пиролиза.		
Тема 2.2. Производство полимерных материалов	Содержание		8	
	1.	Общие принципы полимеризации и поликонденсации. Основные промышленные катализаторы полимеризации. Химизм ступенчатой реакции полимеризации. Зависимость между строением олефинов и их реакционной способностью. Производство полиэтилена. Основные параметры процесса.	6	2
	2.	Методы получения полиэтилена при высоком, среднем и низком давлении. Технологические схемы получения полиэтилена по трём методам. Основные аппараты.		
	3.	Аппаратурное оформление процесса полимеризации пропилена. Технологическая схема производства полипропилена. Параметры и аппаратура процесса.		
	Практическая работа		2	

	1. Составление принципиальных технологических схем процесса полимеризации пропилена.		
	<p>Самостоятельная работа: выполнение домашних заданий по разделу 2.</p> <p>Примерная тематика внеаудиторной самостоятельной работы</p> <p>Технологическая схема синтеза диэтилбензола диспропорционированием этилбензола.</p> <p>Составление принципиальных схем процесса пиролиза нефтяного сырья по блокам.</p> <p>Составление принципиальных технологических схем блоков разделения пироконденсата и процессов полимеризации этилена при высоком и низком давлении.</p> <p>Составление принципиальных технологических схем процесса пиролиза нефтяного сырья с автоматизацией по основным блокам.</p> <p>Конструктивное оформление пиролиза в трубчатых печах.</p> <p>Каскадно-холодильные циклы.</p> <p>Полимеризация изобутилена в ди- и триизобутилены. Параметры и аппаратура процесса.</p> <p>Пластификация. Пластификация полиэтиленов. Композиции пластификаторов.</p>	22	
	Экзаменационная работа	2	

ПОУРОЧНОЕ ПЛАНИРОВАНИЕ

Раздел 1. Основные положения химической технологии

Тема 1.1. Основы положения теории химического строения веществ

1.1.1. Возникновение теории химического строения органического вещества. Основные положения теории химического строения органического вещества. Значение теории строения органического вещества А.М.Бутлерова. Электронная природа химической связи в органических соединениях. Гомологические ряды органических соединений. Классификация органических соединений. Типы органических реакций. (самостоятельное изучение материала) [1, с. 8 – 13]

1.1.2. Предельные углеводороды. Строение молекулы метана. Электронное и пространственное строение предельных углеводородов. Изомерия и номенклатура. Нахождение в природе. Получение в лаборатории и промышленности. Физические и химические свойства. (самостоятельное изучение материала) [1, с. 12 – 22]

Тема 1.2. Основы физико-химической технологии переработки нефти и газа

1.2.1. Понятие и структура химико-технологического процесса. Показатели химико-технологического процесса. Степень превращения исходного реагента (конверсия). Селективность (избирательность). Выход продукта. Производительность. Интенсивность работы. Производительность катализатора. [2, с. 5 – 10]

Содержание учебного материала

Лекция № 1 (Л – 1)

Цели урока. Изучить состав, структуру и показатели химико-технологического процесса. Ознакомить учащихся с основными

показателями химико-технологического процесса и способами их расчета по заданным формулам.

План урока.

№ п/п	Этап урока	Содержание (цель) этапа	Время
1.	Организационный момент	Отметить присутствующих и объявить тему урока	10 мин
2.	Вступительное слово преподавателя	Заинтересовать учащихся, нацелить их на изучение новой темы	10 мин
3.	Лекция	Изложение материала урока в форме лекции	50 мин
4.	Обобщение нового материала	Выводы из изложенного преподавателем материала урока	10 мин

Ход урока

1. Организационный момент

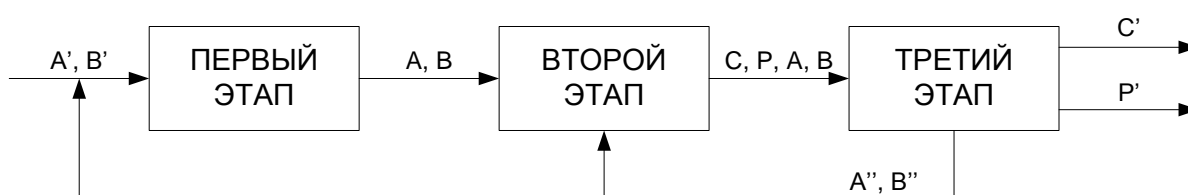
2. Изучение нового материала. Вступительное слово преподавателя.

Химическое производство играет главную роль в системе современного государства. Нефть, газ, каменный уголь – вот три основных сырья для переработки. Но чтобы знать и понимать каким образом работает промышленность, необходимо изучить основы химико-технологического процесса. Узнать состав и структуру ХТП. При переработке сырья в конечный продукт нужно уделять особое внимание основным показателям химико-технологического процесса. Знать их физический смысл, способ расчета и нахождения, единицы измерения и зависимость от других показателей.

3. Лекция

В процессе химического производства исходные вещества (сырьё) перерабатывают в конечный (целевой) продукт. Это осуществляется посредством ряда операций, к которым относятся подготовка сырья для перевода его в реакционноспособное состояние, собственно химическое взаимодействие компонентов сырья и заключительная обработка полученной реакционной смеси. Наряду с основным химическим процессом осуществляются различные механические, физические и физико-химические процессы: перемещение, изменение дисперсности, смешивание и разделение сырья и продуктов, тепло- и массообмен. *Совокупность этих процессов, связанных друг с другом и проводимых в определенной последовательности в целях получения из сырья готовой продукции, называют **химико-технологическим процессом (ХТП)**.*

В общем случае ХТП состоит из трех последовательных этапов:



A', B' – сырьё до подготовки

A, B – подготовленное сырьё

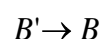
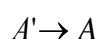
C, P – целевой и побочный продукт реакции

C' – выделенный целевой продукт

P' – выделенный побочный продукт

A'', B'' – рециркулируемое сырьё

Первый – подготовка сырья к химической переработке:



где A', B' – сырьё до подготовки;

A, B – подготовленное сырьё.

Второй – химическое превращение подготовленного сырья в продукты

реакции, например по двум возможным схемам:



где С – целевой продукт реакции;

Р – побочный продукт реакции.

Третий – выделение целевого продукта из реакционной смеси и его очистка:



где С' – выделенный целевой продукт;

Р' – выделенный побочный продукт.

В отличие от второго этапа ХТП, представляющего собой собственно химический процесс, первый и третий этапы, являются, как правило, физическими процессами и состоят из механических, физических и физико-химических операций. Эффективность их осуществления требует соблюдения некоторых условий. Поэтому для конкретного ХТП разрабатываются соответствующий ему технологический режим.

Технологическим режимом называется совокупность параметров, обеспечивающих устойчивое и максимально эффективное проведение ХТП.

Параметром технологического режима называют величину, характеризующую какой-либо аппарат или режим его работы, используемую в качестве основного показателя их действия. Значения параметров зависят от типа конкретного ХТП и конструкции аппарата.

К основным параметрам ХТП относятся температура, давление, концентрация реагентов, объёмная скорость потока реагентов и другие.

Оптимальные условия проведения ХТП достигаются таким сочетанием его основных параметров, при котором обеспечиваются наибольший выход целевого продукта заданного качества, высокая скорость, наименьшие себестоимость и загрязнение окружающей среды.

Наиболее важным этапом сложного ХТП является химический процесс,

представляющий собой одну или несколько химических реакций, сопровождаемых тепло- и массообменными процессами. Таким образом, химическая реакция является определяющим этапом ХТП.

Об эффективности осуществления любого промышленного ХТП судят прежде всего по таким экономическим показателям, как приведенные затраты, себестоимость продукции и другим, которые характеризуют весь процесс в целом, его конечный результат без детального рассмотрения внутренней сущности и особенностей процесса. Для оценки эффективности отдельных этапов ХТП необходимо помимо общих экономических использовать такие показатели эффективности, которые наиболее полно отражают химическую и физико-химическую сущность явлений, происходящих в отдельных аппаратах технологической схемы.

В качестве таких показателей принято, прежде всего, использовать:

- 1) степень превращения исходного реагента (конверсия);
- 2) селективность (избирательность);
- 3) выход продукта.

Они с разных сторон характеризуют полноту использования возможностей осуществления конкретной химической реакции.

Степень превращения (конверсия) вещества (реагента) определяется по формуле

$$X_i = \frac{|n_{i_o} - n_i|}{n_{i_o}} = \frac{|\Delta n_i|}{n_{i_o}} \quad (1.1)$$

где n_{i_o} – количество вещества i в исходной реакционной смеси;

n_i – количество вещества i в реакционной смеси, выходящей из аппарата или находящейся в реакторе;

Δn_i – изменение количества вещества i в ходе химической реакции.

Количество вещества в формуле может быть представлено массой в граммах или килограммах, количеством молей или киломолей, объёмом в кубических метрах в случае реакции, проводимых в газовой фазе. Степень

превращения изменяется от 0 до 1. Часто выражают в %.

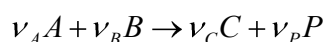
Обычно конверсию определяют по основному исходному продукту, но можно и по другим исходным реагентам.

Степень превращения – очень важный показатель в химической технологии, показывающий расход сырья, она может изменяться в широких пределах – от 4 до 100 %.

Зная степень превращения или задаваясь ею, можно найти количество молей исходного сырья в любой момент времени:

$$n_i = n_{i_0} \cdot (1 - X_i) \quad (1.2)$$

Реакция протекает в соответствии со стехиометрическим уравнением



где A, B – исходные вещества (реагенты);

C – целевой продукт;

P – побочный продукт;

$\nu_A \dots \nu_P$ – стехиометрический коэффициент.

В соответствии с этим стехиометрическим уравнением изменение количеств веществ-участников Δn_{i_0} связаны между собой следующими соотношениями:

$$\frac{|\Delta n_A|}{\nu_A} = \frac{|\Delta n_B|}{\nu_B} = \frac{|\Delta n_C|}{\nu_C} = \frac{|\Delta n_P|}{\nu_P} = n = \frac{|\Delta n_i|}{\nu_i} \quad (1.3)$$

Степень превращения реагентов A и B, участвующих в реакции, определяются по формулам:

$$X_A = \frac{|n_{A_0} - n_A|}{n_{A_0}} = \frac{|\Delta n_A|}{n_{A_0}} \quad X_B = \frac{|n_{B_0} - n_B|}{n_{B_0}} = \frac{|\Delta n_B|}{n_{B_0}} \quad (1.4)$$

Из соотношений (1.3) и формул (1.4) следует, что

$$X_B = \frac{|\Delta n_B|}{n_{B_0}} = \frac{\nu_B}{\nu_A} \cdot \frac{|\Delta n_A|}{n_{B_0}} = \frac{\nu_B}{\nu_A} \cdot \frac{n_{A_0} \cdot X_A}{n_{B_0}} \quad (1.5)$$

ИЛИ

$$X_B = \frac{n_{A_0} / v_A}{n_{B_0} / v_B} \cdot X_A \quad (1.6)$$

Уравнение (1.6) устанавливает связь между степенями превращения реагентов A и B и позволяет рассчитать неизвестную степень превращения одного реагента, зная степень превращения другого.

Для простых и обратимых реакций, когда имеется одно независимое превращение и одно ключевое вещество, степень превращения является достаточно полной характеристикой материального баланса. Под ключевым понимают такие участвующие в химических превращениях вещества, которые позволяют полностью охарактеризовать материальный баланс системы.

Для сложных реакций знания конверсии недостаточно, т.к. в ней заключена информация о превращении основного исходного компонента и нет сведений о реакциях, в которых он расходуется. В таких случаях направление превращения определяется селективностью и выходом.

Селективность (избирательность) S_i^A – отношение количества полученного целевого продукта n_i (моль) к теоретически возможному его количеству $n_{i, теор}$ (моль) при данной степени превращения исходного реагента с учётом количественных соотношений участников реакции:

$$S_i^A = \frac{n_i}{n_{i, теор}} \quad (1.7)$$

где A – индекс, обозначающий исходное вещество, по которому рассчитывается селективность;

i – индекс, обозначающий продукт реакции, для которого рассчитывается селективность.

Теоретически возможное количество легко рассчитать из уравнений (1.1), (1.2), (1.3):

$$\frac{|n_{i_o} - n_i|_{\text{теор}}}{\nu_i} = \frac{|n_{i_o} - n_i|}{\nu_A} \quad n_{i_{\text{теор}}} = \left| \frac{\nu_i}{\nu_A} \right| \cdot n_{A_o} \cdot X_A + n_{i_o \text{ теор}} \quad (1.8)$$

Принимая, что для продуктов начальное количество $n_{i_o \text{ теор}}$ равно 0, т.е. в начальный момент времени в реакционной смеси отсутствуют продукты реакции,

$$S_i^A = \frac{n_i}{\left| \frac{\nu_i}{\nu_A} \right| \cdot n_{A_o} \cdot X_A} \quad (1.9)$$

Селективность показывает долю полезно израсходованного на целевой продукт сырья.

В технологии S_i^A измеряется от 40 до 100%. Повышение S_i^A иногда даже на доли процента даёт большой экономический эффект и является путем к интенсификации процесса.

Выход продукта (выход от теории на пропущенное сырьё) A_i^A – это отношение реально полученного количества продукта к максимально возможному его количеству, которое могло бы быть получено при данных условиях протекания химической реакции (или отношение количества молей реального полученного продукта к количеству молей взятого исходного сырья с учётом стехиометрических коэффициентов):

$$A_i^A = \frac{|n_{i_o} - n_i|}{\left| \frac{\nu_i}{\nu_A} \right| \cdot n_{A_o}} \quad (1.10)$$

Принимая, как и в отношении селективности, что начальное количество продуктов $n_{i_o \text{ теор}} = 0$, то

$$A_i^A = \frac{n_i}{\left| \frac{\nu_i}{\nu_A} \right| \cdot n_{A_o}} \quad (1.11)$$

При анализе уравнений (1.9) и (1.11) видно, что

$$A_i^A = S_i^A \cdot X_A \quad (1.12)$$

т.е. выход от теории на пропущенное сырьё равен произведению селективности на степень превращения.

Таким образом, все три показателя химической реакции связаны между собой.

Помимо этих параметров ХТП одним из важных показателей эффективности работы технологического оборудования является его производительность.

***Производительность Π** – это количество продукта, производимого в единицу времени τ аппаратом, установкой, цехом:*

$$\Pi = \frac{n_i}{\tau} \quad (1.13)$$

Производительность может быть измерена в килограммах, тоннах за час, сутки, год и т.д.

*Максимально возможная (проектная) для данной установки, агрегата, машины производительность называется **мощностью**.*

Одним из основных направлений развития химической промышленности является увеличение единичной мощности агрегатов, т.к. оно ведет к снижению капитальных затрат на выпуск единицы продукции и повышению производительности труда.

Для сравнения работы агрегатов различного устройства и размера, в которых протекают одни и те же процессы, используют понятие «интенсивность».

***Интенсивностью работы аппарата** называется его производительность, отнесенная к какому-либо размеру аппарата: его объему, площади поперечного сечения [$\text{кг}/(\text{ч} \cdot \text{м}^3)$; $\text{кг}/(\text{сут} \cdot \text{м}^3)$]. Интенсивность является показателем эффективности работы аппарата. Она позволяет сравнивать по эффективности аппараты разной мощности.*

При анализе работы каталитических реакторов принято относить производительность аппарата в целом к единице объёма или массы катализатора, загруженного в реактор. Такую величину, численно равную количеству продукта, полученного с единицы объёма или массы катализатора, называют **производительностью катализатора**.

4. Подведение итогов урока.

Вопросы для закрепления знаний.

- 1) Дайте определение химико-технологическому процессу.
- 2) Опишите этапы ХТП.
- 3) Что такое технологический режим?
- 4) Параметры технологического режима.
- 5) Что такое степень превращения?
- 6) Что такое селективность?
- 7) Что такое выход продукта?
- 8) Что такое производительность?
- 9) Что такое мощность?
- 10) Что такое интенсивность?
- 11) Что такое производительность катализатора?

1.2.2. Практическая работа № 1 «Основные параметры нефтехимических синтезов»

Содержание учебного материала

Практическая работа № 1 (П – 1)

Цели урока. Научиться рассчитывать основные параметры нефтехимического синтеза с использованием формул, изученных в теоретической части.

План урока.

№ п/п	Этап урока	Содержание (цель) этапа	Время
1.	Организационный момент	Отметить присутствующих и объявить тему урока	10 мин
2.	Вступительное слово преподавателя	Заинтересовать учащихся, нацелить их на изучение новой	10 мин

		темы	
3.	Практика	Расчет заданных задач	40 мин
4.	Проверка	Проверка решения	15 мин

Ход урока

1. Организационный момент.

2. Вступительное слово преподавателя.

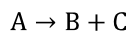
При работе над данной практической работой необходимо уделять внимание точности расчета формул и знанию определения основных параметров нефтехимического синтеза. Знание всех формул даёт возможность решить все задачи быстро и правильно.

3. Практика.

Нефтехимические процессы характеризуются следующими основными показателями.

Конверсия исходного сырья — количество превращенного сырья (компонента сырья), отнесенное к загрузке реактора, выраженное в процентах или долях единицы.

Рассмотрим простейшую реакцию



где В — целевой продукт.

Пусть количество компонента А в загрузке реактора равно G_A^3 , в продуктах реакции G_A^K , (кг/ч) или N_A^3 и N_A^K (кмоль/ч). Тогда конверсию компонента А (в %) можно выразить следующим образом:

$$K = \frac{G_A^3 - G_A^K}{G_A^3} \cdot 100 = \frac{N_A^3 - N_A^K}{N_A^3} \cdot 100 = \frac{G_A^{np}}{G_A^3} \cdot 100 = \frac{N_A^{np}}{N_A^3} \cdot 100 \quad (2.1)$$

Конверсия характеризует степень превращения сырья в целевые и побочные продукты и, в конечном счете, количество сырья, подлежащего рециркуляции.

Выход целевого продукта в расчете на пропущенное сырье — количество целевого продукта, отнесенное к загрузке реактора, выраженное в % (масс.) или массовых долях. Если количество целевого продукта обозначить G_B (кг/ч), то выход продукта B в расчете на пропущенное сырье G_A^3 составит

$$B = \frac{G_B}{G_A^3} \cdot 100 \quad (2.2)$$

Селективность — доля (или процент) превращенного сырья, израсходованная на образование целевого продукта:

$$C = \frac{N_B}{N_A^{\text{нр}}} \cdot 100 \quad (2.3)$$

Селективность процесса характеризует степень полезного использования сырья. Количество сырья A , превращенного в продукт B , равно

$$G_{A(B)} = N_B \cdot M_A \quad (2.4)$$

Отсюда следует, что

$$C = \frac{G_{A(B)}}{G_A^{\text{нр}}} \cdot 100 = \frac{N_B \cdot M_A}{G_A^{\text{нр}}} \cdot 100 = \frac{N_B}{N_A^{\text{нр}}} \cdot 100 \quad (2.5)$$

Селективность также определяют как отношение выхода целевого продукта к его стехиометрическому выходу, или как отношение количества целевого продукта к его стехиометрическому количеству, которое могло бы образоваться при отсутствии побочных реакций.

Если бы реакция шла без образования побочных продуктов, то

количество полученного продукта было бы равно

$$G_B^{\text{стех}} = \frac{G_A^{\text{пр}} \cdot M_B}{M_A} \quad (2.6)$$

а селективность:

$$C_B = \frac{G_B}{G_B^{\text{стех}}} \quad (2.7)$$

Подставим выражение для $C_{\text{стех}}$

$$C_B = \frac{G_B \cdot M_A}{G_A^{\text{пр}} \cdot M_B} = \frac{N_B}{N_A^{\text{пр}}} \quad (2.8)$$

В литературе часто используют понятие «выход от теоретического», подразумевая под этим селективность, выраженную как отношение выхода целевого продукта к его стехиометрическому выходу. Такое выражение селективности («выход от теоретического») неприменимо к обратимым реакциям, так как в этом случае теоретическое или равновесное количество вещества B равно:

$$G_B^{\text{теор}} = G_B^{\text{стех}} \cdot B_B^{\text{р}} \quad (2.9)$$

где $B_B^{\text{р}}$ – равновесный выход продукта при данных условиях, доли единицы.

Селективность равна

$$G_B = \frac{G_B}{G_B^{\text{стех}} \cdot B_B^{\text{р}}} \quad (2.10)$$

Селективность выражают в мольных долях или процентах.

В технических расчетах под селективностью иногда понимают выход целевого продукта в расчете на разложенное сырье и выражают ее в % (масс.) или массовых долях.

$$C' = \frac{G_B}{G_A^{\text{пр}}} \quad (2.11)$$

Эта величина связана с селективностью, выраженной в мольных долях, следующим соотношением

$$C = \frac{c' \cdot M_A}{M_B} \quad (2.12)$$

Выражать селективность в массовых долях или процентах удобно в тех случаях, когда молекулярные массы сырья и целевого продукта близки, например, в процессах дегидрирования. Если реагируют два и более веществ или образуется два и более продуктов реакции, селективность определяют по каждому из них.

Расходный коэффициент — расход сырья на получение одной тонны целевого продукта. Расходный коэффициент рассчитывают на основании стехиометрического расхода сырья на реакцию (или реакции), учитывая селективность процесса (или его отдельных стадий), механические потери сырья и продуктов, а также степень извлечения целевого продукта из продуктов реакции. Стехиометрический расходный коэффициент для реакции $A \rightarrow B + C$ равен

$$\alpha_{\text{стех}} = \frac{M_A}{M_B} \quad (2.13)$$

Расходный коэффициент с учетом селективности процесса:

$$\alpha_c = \alpha_c C \quad \text{или} \quad \alpha_c = \frac{1}{C'} \quad (2.14)$$

где C — селективность, % (масс).

Для процессов, протекающих в несколько стадий, расходный коэффициент рассчитывают, учитывая селективность каждой стадии:

$$\alpha_c = \frac{\alpha_{\text{стех}}}{c_1 c_2 \dots c_n} \quad (2.15)$$

С учетом потерь расходный коэффициент равен

$$\alpha = \alpha_c \cdot 1 + \Pi_{100} \quad (2.16)$$

где Π —суммарные потери на всех стадиях, % (масс).

Если потери отнесены к количеству целевого продукта, то расходный коэффициент равен

$$\alpha = \frac{\alpha_c}{1 - \Pi_{100}} \quad (2.17)$$

В некоторых процессах для расчета расходных коэффициентов пользуются не селективностью, а выходом целевого продукта в расчете на пропущенное сырье. Так расходные коэффициенты рассчитывают для процессов, в которых сырье представляет собой сложную смесь, а реакция идет с большой глубиной. Примером такого процесса является пиролиз бензина или газойлевых фракций, когда не представляется возможным определить конверсию сырья. Расходный коэффициент в этом случае равен:

$$\alpha = \frac{G_A^3}{G_B} \cdot 1 + \Pi_{100} \quad (2.18)$$

4. Проверка.

1. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $S_1 = 0,939$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $S_2 = 0,950$; а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 2 %.

2. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность на первой стадии $S_1 = 0,72$, на второй стадии $S_2 = 0,78$; потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов S_4 равны

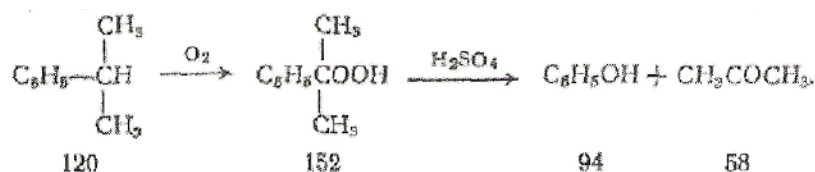
8%; механические потери $\Pi = 6 \%$.

3. Рассчитать расходный коэффициент по пропилену на 1 т нитрила акриловой кислоты (НАК), получаемого окислительным аммонолизом пропилена, если расход пропилена на образование НАК составляет 80% от стехиометрического (селективность $C = 80\%$); суммарные потери на всех стадиях производства 2 %.

Примеры решений

Задача 1.

Уравнение реакции получения фенола и ацетона из изопропилбензола:



На получение 1 моль фенола расходуется 1 моль ИПБ. Стехиометрический расходный коэффициент ИПБ на 1 т фенола равен отношению молекулярных масс:

$$\alpha_{\text{стех}} = \frac{M_{\text{ипб}}}{M_{\text{ф}}} = \frac{120}{94} = 1,278 \text{ т/т}$$

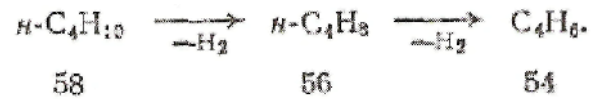
Однако наряду с гидропероксидом ИПБ и фенолом образуются побочные продукты (на стадии окисления — диметилфенилкарбинол и ацетофенон; на стадии кислотного разложения — кумилфенол, α -метилстирол и полимеры).

Расходный коэффициент ИПБ с учетом селективности каждой стадии и суммарных потерь:

$$\alpha = \frac{\alpha_{\text{стех}} \cdot 1 + \Pi}{C_1 \cdot C_2} \cdot 100 = \frac{1,278 \cdot 1 + 2}{0,939 \cdot 0,950} \cdot 100 = 1,46 \text{ т/т}$$

ОТВЕТ: $\alpha = 1,46$ т/т

Задача 2. Уравнение реакции двухстадийного дегидрирования н-бутана



Стехиометрический расходный коэффициент н-бутана на 1 т бутадиена:

$$\alpha_{\text{стех}} = \frac{58}{54} = 1,074 \text{ т/т}$$

Расходный коэффициент н-бутана на 1 т бутадиена с учетом селективности стадий:

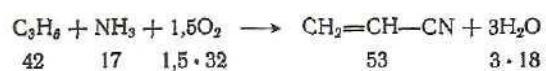
$$\alpha = \frac{\alpha_{\text{стех}}}{C_1 \cdot C_2} = \frac{1,074}{0,72 \cdot 0,78} = 1,812 \text{ т/т}$$

Расходный коэффициент с учетом всех производственных потерь:

$$\alpha = \alpha_c \cdot \left(1 + \frac{\Pi_1 + \Pi_2}{100} \right) = 1,812 \cdot \left(1 + \frac{8 + 6}{100} \right) = 2,18 \text{ т/т}$$

ОТВЕТ: $\alpha = 2,18$ т/т

Задача 3. Уравнение реакции окислительного аммонолиза пропилена.



Стехиометрический расходный коэффициент пропилена на 1 т НАК:

$$\alpha_{\text{стех}} = \frac{42}{53} = 0,79 \text{ т/т}$$

Расходный коэффициент пропилена с учетом селективности:

$$\alpha_c = \frac{0,79}{0,80} = 0,99 \text{ т/т}$$

Расходный коэффициент с учетом потерь:

$$\alpha = 0,99 \cdot \left(1 + \frac{2}{100}\right) = 1,01 \text{ т/т}$$

Ответ: $\alpha = 1,01 \text{ т/т}$

1.2.3. Термодинамические характеристики химических реакций. Химическое равновесие. Осуществимость химических реакций. Константа равновесия. Основные соотношения химической термодинамики. Энтальпия реакции. Энтропия реакции. Энергия Гиббса. Скорость реакции. Зависимость энергии Гиббса от давления. Типы реакций по термодинамическим условиям. Зависимость константы равновесия от температуры. (самостоятельное изучение) [2, с. 18 – 24]

1.2.4. Материальный баланс установки. (самостоятельное изучение) [2, с. 13 – 18]

1.2.5. Практическая работа № 2 «Расчет материального баланса»

Содержание учебного материала

Практическая работа № 2 (П – 2)

Цели урока. Научиться рассчитывать материальный баланс.

План урока.

№ п/п	Этап урока	Содержание (цель) этапа	Время
1.	Организационный момент	Отметить присутствующих и объявить тему урока	10 мин
2.	Вступительное слово	Заинтересовать учащихся,	10 мин

	преподавателя	нацелить их на изучение новой темы	
3.	Практика	Расчет заданных задач	45 мин
4.	Проверка	Проверка решения	15 мин

Ход урока

1. Организационный момент.

2. Вступительное слово преподавателя.

Материальный баланс представляет собой вещественное выражение закона сохранения массы применительно к ХТП: масса веществ, поступивших на технологическую операцию (приход), равна массе веществ, полученных в этой операции (расход), что записывается в виде уравнения баланса.

В данной практической работе необходимо знание всех формул и умение рассчитывать материальный баланс.

3. Задача.

Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 600 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$;

$C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=3,1$.

4. Решение.

1) Производительность по этилену с учётом потерь:

$$G_{\text{э}_1}^r = G_{\text{э}}^r \cdot \left(+ \frac{\Pi}{100} \right) = 600000 \cdot \left(+ \frac{4}{100} \right) = 624000 \text{ т / год}$$

2) Производительность с учётом глубины отбора этилена от потенциального содержания:

$$G_{\text{э}_2}^r = \frac{G_{\text{э}_1}^r}{\Gamma O} = \frac{624000}{0,98} = 636480 \text{ т / год}$$

3) Часовой расход этилена:

$$G_{\text{э}} = G_{\text{э}_2}^r \cdot \frac{1000}{Z} = 636480 \cdot \frac{1000}{7920} = 80364 \text{ кг / ч}$$

4) Конверсия этана:

$$K = 1 - X_{\text{э}_2} = 1 - 0,372 = 0,628$$

5) Часовой расход бензина:

$$G_B = \frac{G_{\text{э}}}{\left[X_{\text{э}_1} + \left(\frac{X_{\text{э}}}{K_{\text{э}}} \right) \cdot X_{\text{э}_2} \right]} = \frac{80364}{\left[0,275 + \left(\frac{0,041}{0,628} \right) \cdot 0,476 \right]} = 262540 \text{ кг / ч}$$

6) Часовая загрузка этановой печи:

$$G_{\text{э}} = G_B \cdot \frac{X_{\text{э}}}{K_{\text{э}}} = 262540 \cdot \frac{0,041}{0,628} = 17140 \text{ кг / ч}$$

7) Разлагается этана:

$$G_9^{разл} = G_9 \cdot K_9 = 17140 \cdot 0,628 = 10764 \text{ кг/ч}$$

8) Рециркулирующее количество этана:

$$G_9^{pec} = G_9 - G_9^{разл} = 17140 - 10764 = 6376 \text{ кг/ч}$$

9) Составляем материальный баланс разложения, рассчитывая сначала количество продуктов пиролиза бензина и этана отдельно, а затем суммируют их. Затем по полученным данным определяем выход продуктов реакции в расчете на смесь этана и бензина и в расчете на бензин.

КОМПОНЕНТ	бензин		этан		всего		ВЫХОД В расчете на бензин, % масс.
	кг/ч	% масс.	кг/ч	% масс.	кг/ч	% масс.	
ВЗЯТО							
Сырьё	262540	93,9	17140	6,1	279680	100	-
получено							
H ₂	2231,6	0,85	599,9	3,5	2831,5	1,01	1,08
CH ₄	41481,3	15,8	857,0	5,0	42338,3	15,14	16,13
CO+CO ₂ +H ₂ S	262,5	0,1	85,7	0,5	348,2	0,12	0,13
C ₂ H ₂	1050,2	0,4	85,7	0,5	1135,9	0,41	0,43
C ₂ H ₄	72198,5	27,5	8158,7	47,6	80357,2	28,73	30,61
C ₂ H ₆	10764,1	4,1	6376,1	37,2	17140,2	6,12	-
C ₃ H ₄	787,6	0,3	-	-	787,6	0,28	0,30
C ₃ H ₆	34130,2	13,0	154,3	0,9	34284,5	12,26	13,06

C ₃ H ₈	1444,0	0,55	17,1	0,1	1461,1	0,52	0,56
C ₄ H ₆	11026,7	4,2	205,7	1,2	11232,4	4,02	4,28
C ₄ H ₈	8138,7	3,1	51,4	0,3	8190,1	2,93	3,12
C ₄ H ₁₀	1050,2	0,4	17,1	0,1	1067,3	0,38	0,41
жидкие продукты C ₅ -200 °С	60909,3	23,2	531,3	3,1	61440,6	21,9	23,4
тяжелая смола	16802,6	6,4	-	-	16802,6	6,0	6,4
КОКС	262,5	0,1	-	-	262,5	0,1	0,1
всего	262540	100	17140	100	279680	100	100

1.2.6. Тепловой баланс установки. (самостоятельное изучение) [2, с. 24 – 26]

1.2.7. Практическая работа № 3 «Расчет теплового баланса»

Содержание учебного материала

Практическая работа № 3 (П – 3)

Цели урока. Научиться рассчитывать тепловой баланс.

Оборудование. Учебник, Москвичев Ю.А. Теоретические основы химической технологии. Стр. 24 – 26.

План урока.

№ п/п	Этап урока	Содержание (цель) этапа	Время
1.	Организационный момент	Отметить присутствующих и объявить тему урока	10 мин
2.	Вступительное слово преподавателя	Заинтересовать учащихся, нацелить их на изучение новой темы	10 мин
3.	Практика	Расчет заданных задач	45 мин
4.	Проверка	Проверка решения	15 мин

Ход урока

1. Организационный момент.

2. Вступительное слово преподавателя.

Частным и наиболее распространенным в химическом производстве видом энергетического баланса является тепловой баланс: приход теплоты в данной технологической операции равен расходу теплоты в ней, что записывается в форме уравнения теплового баланса.

В данной практической работе необходимо знание всех формул и умение рассчитывать тепловой баланс.

3. Задача.

Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные:

- а) Количество этилена $G_{Э}= 5150$ кг/ч
- б) Количество полиэтилена $G_{П}=3800$ кг/ч
- в) Количество растворителя (бензин) $G_{Б}=20420$ кг/ч
- г) Количество катализаторного раствора $G_{К}=3720$ кг/ч
- д) Температура в реакторе $t_p=75^{\circ}\text{C}$
- е) Температура этилена после охлаждения $t_o=40^{\circ}\text{C}$
- ж) Температура свежего этилена $t_3=40^{\circ}\text{C}$
- з) Температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$
- и) Температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$
- к) Тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг
- л) Плотность бензина $d_4^{20}=0,7$
- м) Предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$
- н) Содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{бр}=0,87$ кг/кг

о) Содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{60}=0,24$ кг/кг

4. Решение.

Приход тепла, Вт

1. Со свежим этиленом

$$G_{\text{Э}} \cdot C_{\text{Э}} \cdot t_{\text{Э}} = 5150 \cdot 1,53 \cdot 40 = 315180 \text{ кДж} / \text{ч} = 87550 \text{ Вт}$$

2. С раствором катализатора

$$G_{\text{К}} \cdot L_{\text{К}} = 3800 \cdot 62,4 = 237120 \text{ кДж} / \text{ч} = 65866,7 \text{ Вт}$$

3. С бензином (растворителем)

$$G_{\text{Б}} \cdot L_{\text{Б}} = 20420 \cdot 83,7 = 1709154 \text{ кДж} / \text{ч} = 474765 \text{ Вт}$$

4. С охлажденным циркулирующим этиленом и парами бензина, содержащимися в этом этилене

$$R \cdot C_{\text{Э}} \cdot t_{\text{о}} + q_{\text{БО}} \cdot R \cdot L_{\text{БО}} = R \cdot 1,53 \cdot 40 + 0,24 \cdot R \cdot 83,7 = 81,8 R \text{ ккД} / \text{ч} = 22,6 R \text{ ВВ}$$

5. С бензином, сконденсировавшимся после охлаждения отдувания этилена

$$\left(q_{\text{БР}} - q_{\text{БО}} \right) \cdot R \cdot L_{\text{БО}} = \left(0,87 - 0,24 \right) \cdot R \cdot 83,7 = 52,8 R \text{ ккД} / \text{ч} = 14,6 R \text{ ВВ}$$

6. С бензином, конденсированным после охлаждения циркулирующим бензином

$$q_{BP} - q_{BO} \cdot G_{отд} \cdot L_{BO} = 0,87 - 0,24 \cdot 1140 \cdot 83,7 = 60113,3 \text{ кДж} / \text{ч} = 16698 \text{ Вт}$$

7. Тепловой эффект реакции

$$G_{II} \cdot q_p = 3800 \cdot 4187 = 15910600 \text{ кДж} / \text{ч} = 4419611 \text{ Вт}$$

Всего выходит 5064490,7+37,2R Вт

Расход тепла, Вт

1. С бензином

$$G_K + G_B \cdot L_{BP} = 720 + 20420 \cdot 168,4 = 3920336 \text{ кДж} / \text{ч} = 1088982 \text{ Вт}$$

2. С полиэтиленом

$$G_{II} \cdot C_{II} \cdot t_p = 3800 \cdot 2,7 \cdot 75 = 769500 \text{ кДж} / \text{ч} = 213750 \text{ Вт}$$

3. С циркулирующим этиленом и парами бензина

$$R \cdot C_{Э} \cdot t_p + q_{BP} \cdot R \cdot L_{BP} = R \cdot 1,59 \cdot 75 + R \cdot 0,87 \cdot 507,9 = 561R \text{ кДж} / \text{ч} = 155,9R \text{ Вт}$$

4. С отдуваемым этиленом и парами бензина

$$G_{отд} \cdot C_{Э} \cdot t_p + q_{BP} \cdot G_{отд} \cdot L_{BP} = 1140 \cdot (59 \cdot 75 + 0,87 \cdot 507,9) = 639680 \text{ кДж} / \text{ч} = 177688,9 \text{ Вт}$$

Всего выходит 1480420,95+155,5R Вт

Количество циркулирующего этилена

$$R = \frac{5064490,7 - 1480420,95}{155,9 - 37,2} = 30194_{\text{кг/ч}}$$

Раздел 2. Основные химические производства.

Тема 2.1. Производство основных продуктов органического и нефтехимического синтеза.

2.1.1. Сырьевая база. Особенности нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств. [2, с. 182 – 193]

Содержание учебного материала

Лекция № 2 (Л – 2)

Цели урока. Изучить сырьевую базу, особенности, общую характеристику и структуру нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств.

План урока.

№ п/п	Этап урока	Содержание (цель) этапа	Время
1.	Организационный момент	Отметить присутствующих и объявить тему урока	10 мин
2.	Вступительное слово преподавателя	Заинтересовать учащихся, нацелить их на изучение новой темы	10 мин
3.	Лекция	Изложение материала урока в форме лекции	50 мин
4.	Обобщение нового материала	Выводы из изложенного преподавателем материала урока	10 мин

Ход урока

1. Организационный момент.

2. Изучение нового материала. Вступительное слово преподавателя.

Производство основных продуктов органического синтеза имеет три наиболее важных сырьевых источника:

- Нефть;
- Природный газ;
- Каменный уголь.

Нефть – это главный источник получения готовых продуктов. Способы получения различных продуктов из нефти разнообразны.

3. Лекция

Нефть является важнейшим из указанных сырьевых источников. Она состоит преимущественно из многочисленных парафиновых (алканов), нафтеновых и в меньшей степени ароматических углеводородов с числом углеводородных атомов от $C_4 - C_5$ до C_{20} . Обычно нефть содержит в качестве примесей также небольшое количество кислородсодержащих и серосодержащих соединений.

В зависимости от месторождения состав нефти (в частности, пропорция между алканами, нафтенами и аренами) различен.

*Нефть в недрах обычно находится под повышенным давлением. При добыче нефти происходит испарение из неё легких углеводородов (преимущественно $C_1 - C_4$) в виде попутного газа. Однако часть легких углеводородов остается в нефти, поэтому её называют **нестабильной нефтью**.*

Общая характеристика нефтехимического комплекса.

Нефть различных месторождений заметно отличается по фракционному составу – содержанию легких, средних и тяжелых дистиллятов. Большинство нефтей содержит 15 – 25 % бензиновых фракций, выкипающих до 180 °С, и 45 – 55 % фракций, перегоняющихся до 300 – 350 °С.

Основные химические элементы, входящие в состав нефти, – углерод (82 – 87 %), водород (11 – 14%), сера (0,1 – 7 %), азот (0,001 – 1,8 %),

кислород (0,5 – 1 %).

Общее содержание алканов (парафины) в нефтях достигает 30 – 50 %, циклоалканов (циклопарафины, нафтены) – от 25 до 75 %. Арены (ароматические углеводороды) содержатся, как правило, в меньшем количестве по сравнению с алканами и циклоалканами (10 – 20%).

Соотношение между группами углеводородов придает нефтям различные свойства и оказывают влияние на выбор метода переработки нефти и номенклатуру получаемых продуктов.

Нефть является основным источником сырья для НПЗ при получении моторных топлив, масел и мазута. Нефть и продукты её переработки служат также сырьём для синтеза многочисленных химических продуктов: полимерных меркаптанов, пластических масс, синтетических каучуков и волокон, спиртов, растворителей и других продуктов. В перспективе большая часть нефтепродуктов (особенно энергетических топлив) может быть замещена альтернативными энергоносителями, в то время как замена нефтяного сырья в качестве источника получения нефтехимических продуктов мало вероятна. Более того, доля нефти, используемой в нефтехимических производствах, в ближайшие годы в мире возрастет до 8 % и по прогнозам достигнет 20 – 25%.

Структура нефтехимического комплекса.

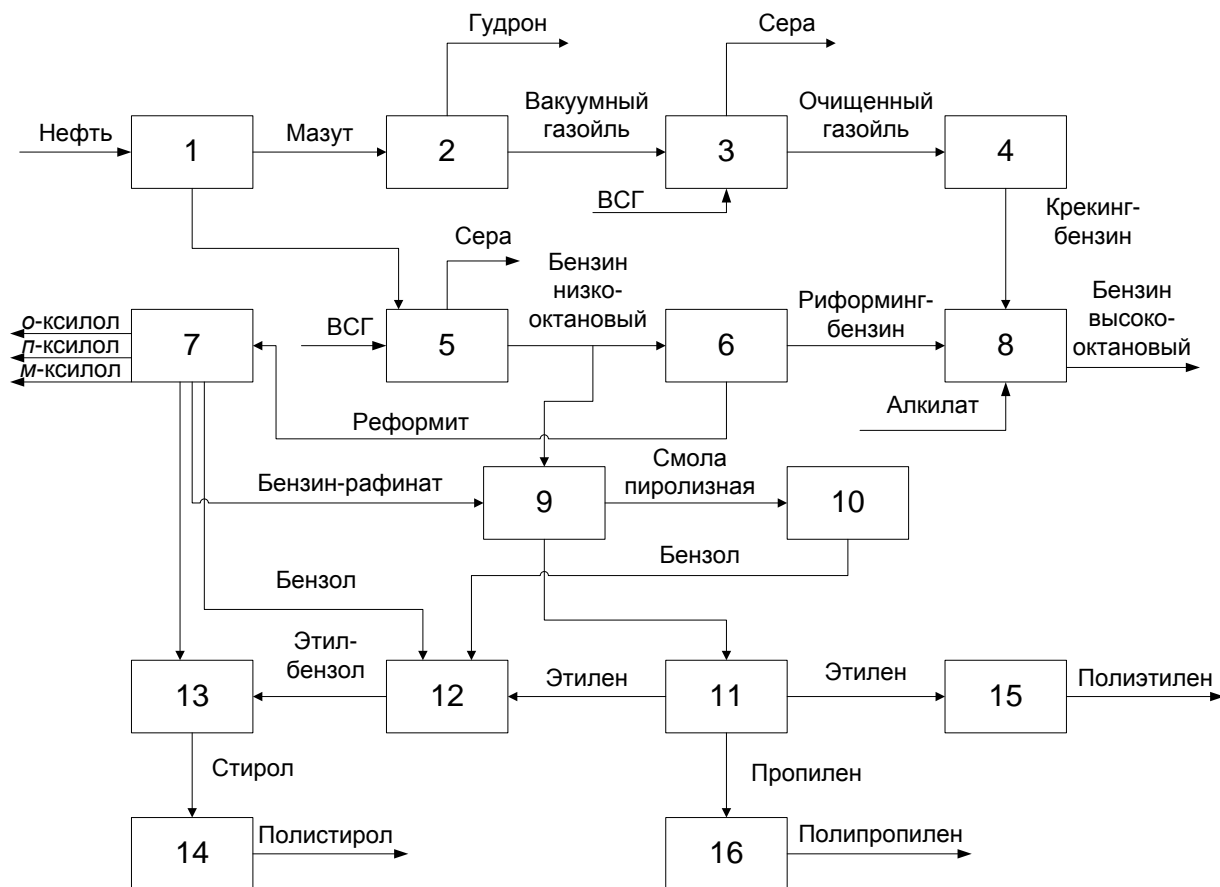


Рис. 1. Структура нефтехимического комплекса

1 – первичная переработка нефти (в установках АВТ); 2 – вакуумная перегонка мазута (в установках ВТ); 3 – гидроочистка вакуумного газойля; 4 – каталитический крекинг газойля; 5 – гидроочистка бензина; 6 – риформинг бензина; 7 – разделение реформата; 8 – компаундирование (смешение); 9 – пиролиз бензина; 10 – переработка пиролизной смолы; 11 – разделение газа пиролиза; 12 – алкилирование бензола; 13 – производство стирола; 14 – производство полистирола; 15 – производство полиэтилена; 16 – производство полипропилена; ВСГ – водосодержащий газ.

Комбинирование нефтепереработки (первичная переработка, каталитический крекинг, риформинг) с нефтехимическими процессами (пиролиз, синтез мономеров, производство пластмасс и др.) значительно расширяет возможности выбора оптимальных схем глубокой переработки нефти, повышает гибкость производственных систем для получения моторных топлив или нефтехимического сырья, способствует увеличению их рентабельности. В настоящее время имеется большое число процессов и их комбинаций, которые потенциально могут обеспечить глубину переработки нефти вплоть до 100 %. Выбор структуры нефтехимического комплекса

зависит от регионального и общего спроса на нефтепродукты, от природы нефти, экологических факторов.

4. Подведение итогов урока.

Вопросы для закрепления знаний.

- 1) Что такое нестабильная нефть?
- 2) Химические элементы, входящие в состав нефти.
- 3) Содержание в нефти различных углеводородов.
- 4) Структура нефтехимического комплекса.

2.1.2. Блок-схема первичной переработки нефти и попутного газа. (самостоятельное изучение) [2, с. 182 – 184]

2.1.3. Блок-схема производства топлива и ароматических углеводородов на нефтеперерабатывающих заводах. (самостоятельное изучение) [2, с. 184 – 186]

2.1.4. Производство низших олефинов пиролизом углеводородов. Химизм и механизм процесса. Побочные реакции. Условия проведения и состав продуктов пиролиза бензина. (самостоятельное изучение) [2, с. 42 – 49]

2.1.5. Блок-схема производства этилена и пропилена из бензина. (самостоятельное изучение) [6, с. 40 – 43]

2.1.6. Технологическая схема пиролиза бензина. Основные аппараты производства. Схема печного блока пиролиза. (самостоятельное изучение) [6, с. 44 – 50]

2.1.7. *Практическая работа № 4 «Расчет трубчатого змеевика печей пиролиза»* (самостоятельное изучение)

2.1.8. Алкилирование углеводородов. Характеристика процессов алкилирования. Алкилирующие агенты и катализаторы. (самостоятельное изучение) [2, с. 193 – 198; 6, с. 294 – 308]

2.1.9. Производство этилбензола и диэтилбензола. Химизм и механизм процесса. Побочные реакции. Технологическая схема процесса алкилирования бензола этиленом. Реактор алкилирования бензола этиленом. (самостоятельное изучение) [6, с. 308 – 316]

2.1.10. Схема высокотемпературного гомогенного алкилирования бензола этиленом (фирма “Monsanto”, США). (самостоятельное изучение) [6, с. 241 – 243; 8, с. 398 – 404]

2.1.11. Синтезы на основе смеси оксида углерода и водорода. Получение синтез-газа. Каталитическая конверсия углеводородов. Технологическая схема окислительной конверсии природного газа при высоком давлении. (самостоятельное изучение) [6, с. 87 – 88, 107 – 109, 631 – 634]

2.1.12. Производство метанола из синтез-газа. Производство других продуктов на основе синтез-газа. (самостоятельное изучение) [6, с. 635 – 639]

2.1.13. Окисление углеводородов в гидропероксиды. Механизм образования продуктов окисления. Получение гидропероксидов. Кислотное разложение гидропероксидов. (самостоятельное изучение) [6, с. 470 – 475]

2.1.14. Синтез фенола. Методы получения фенола. Технологическая схема кумольного метода получения фенола и ацетона. Применение фенола. (самостоятельное изучение) [6, с. 475 - 478]

2.1.15. Производство жирных кислот. (самостоятельное изучение) [6, с. 450 –

452]

2.1.16. Процессы прямого окисления. Получение высших жирных спиртов окислением парафина. (самостоятельное изучение) [6, с. 452 – 455]

2.1.17. Производство серы и серной кислоты. (самостоятельное изучение) []

Тема 2.2. Производство полимерных материалов.

2.2.1. Общие принципы полимеризации и поликонденсации. Основные промышленные катализаторы полимеризации. Химизм ступенчатой реакции полимеризации. Зависимость между строением олефинов и их реакционной способностью. Производство полиэтилена. Основные параметры процесса. (самостоятельное изучение) []

2.2.2. Методы получения полиэтилена при высоком, среднем и низком давлении. Технологические схемы получения полиэтилена по трём методам. Основные аппараты. (самостоятельное изучение) []

2.2.3. Аппаратурное оформление процесса полимеризации пропилена. Технологическая схема производства полипропилена. Параметры и аппаратура процесса. (самостоятельное изучение) []

2.2.4. *Практическая работа № 5 «Составление принципиальных технологических схем процесса полимеризации пропилена».*

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К КОНТРОЛЬНОЙ РАБОТЕ

Контрольная работа по дисциплине «Теоретические основы химической технологии» для студентов заочного отделения выполняется в письменном или печатном виде. Указывается список литературы. Оформление титульного листа оформлено в Приложение 1. Все вопросы раскрываются полностью и конкретно по данной теме. Задачи решаются верно, с указанием всех единиц измерения и по заданному алгоритму. Номер варианта контрольной работы определяет по последней цифре шифра.

Например,

Иванов Иван Иванович шифр 220 вариант контрольной работы 10

Петров Петр Петрович шифр 193 вариант контрольной работы 3

Задание к контрольной работе выбираются по таблице.

Например,

Вариант контрольной работы 10 – вопросы № 10, 20, 30, 40, 50

№ вопроса \ Вариант	1	2	3	4	5
вариант 1	1	11	21	31	41
вариант 2	2	12	22	32	42
вариант 3	3	13	23	33	43
вариант 4	4	14	24	34	44
вариант 5	5	15	25	35	45
вариант 6	6	16	26	36	46

вариант 7	7	17	27	37	47
вариант 8	8	18	28	38	48
вариант 9	9	19	29	39	49
вариант 10	10	20	30	40	50

ЗАДАНИЕ

к контрольной работе

1. Производство и основные направления в использовании низших олефинов, требуется к их составу.
2. Подготовка углеводородного сырья к переработке с целью производства низших и высших олефинов.
3. Производство низших олефинов пиролизом газопереработки жидкого сырья.
4. Теоретические основы процесса пиролиза.
5. Основные факторы, влияющие на процесс пиролиза.
6. Блочная и принципиальная схемы процесса пиролиза в трубчатых печах.
7. Подготовка сырья к переработке
8. Переработка пирогаза.
9. Процессы алкилирования.
10. Производство алкилбензолов.
11. Жидкофазное окисление твердого парафина в высшие жирные кислоты (ВЖК).
12. Получение окиси углерода и синтез газа.
13. Синтезы на основе окиси углерода.
14. Технические свойства и применение окиси углерода и синтез-газа.
15. Сопоставление методов получения окиси этилена.
16. Технология прямого окисления этилена.
17. Методы получения окиси этилена
18. Жидкофазное окисление нормальных парафинов в спирты.

19. Окисление углеводов в гидроперекиси. Получение фенола и ацетона.
20. Синтез карбоновых кислот и их производных на основе окиси углерода.
21. Рассчитать расходный коэффициент по изопрропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,925$, на стадии разложения гидропириролиза ИПБ $C_2 = 0,915$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 1\%$.
22. Рассчитать расходный коэффициент по изопрропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,905$, на стадии разложения гидропириролиза ИПБ $C_2 = 0,925$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 5\%$.
23. Рассчитать расходный коэффициент по изопрропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,939$, на стадии разложения гидропириролиза ИПБ $C_2 = 0,950$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 2\%$.
24. Рассчитать расходный коэффициент по изопрропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,948$, на стадии разложения гидропириролиза ИПБ $C_2 = 0,895$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 3\%$.
25. Рассчитать расходный коэффициент по изопрропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,961$, на стадии разложения гидропириролиза ИПБ $C_2 = 0,892$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 4\%$.
26. Рассчитать расходный коэффициент по изопрропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,950$, на стадии разложения гидропириролиза

ИПБ $C_2 = 0,968$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 0,5\%$.

27. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,912$, на стадии разложения гидроперопелиза ИПБ $C_2 = 0,938$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 6\%$.

28. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,942$, на стадии разложения гидропиролиза ИПБ $C_2 = 0,958$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 2,5\%$.

29. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,936$, на стадии разложения гидропиролиза ИПБ $C_2 = 0,947$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 3,5\%$.

30. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 тонну фенола, при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,944$, на стадии разложения гидропиролиза ИПБ $C_2 = 0,956$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляет $\Pi = 1,5\%$.

31. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 500 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=23,2$;

тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=3,1$.

32. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 800 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=3,1$.

33. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 600 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=3,1$.

34. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 650 000 т/год товарного этилена. Пиролиз

образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=3,1$.

35. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 550 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=3,1$.

36. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 700 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=23,2$;

тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=3,1$.

37. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 750 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=3,1$.

38. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 850 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ C=3,1$.

39. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 900 000 т/год товарного этилена. Пиролиз

образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=3,1$.

40. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 950 000 т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи. Число часов работы в году 7920. Суммарные потери этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 4 %.

Выход продуктов пиролиза бензина, % масс.: $H_2=0,85$; $CH_4=15,8$; $CO+CO_2+H_2S=0,1$; $C_2H_2=0,4$; $C_2H_4=27,5$; $C_2H_6=4,1$; $C_3H_4=0,3$; $C_3H_6=13,0$; $C_3H_8=0,55$; $C_4H_6=4,2$; $C_4H_8=3,1$; $C_4H_{10}=0,4$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=23,2$; тяжелая смола=6,4; кокс=0,1.

Состав продуктов пиролиза этана, % масс.: $H_2=3,5$; $CH_4=5,0$; $CO+CO_2=0,5$; $C_2H_2=0,5$; $C_2H_4=47,6$; $C_2H_6=37,2$; $C_3H_6=0,9$; $C_3H_8=0,1$; $C_4H_6=1,2$; $C_4H_8=0,3$; $C_4H_{10}=0,1$; жидкие продукты $C_5-200\text{ }^\circ\text{C}=3,1$.

41. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_Э=5350$ кг/ч; количество полиэтилена $G_П=4000$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_Б=20740$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_К=3960$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^\circ\text{C}$; Температура этилена после охлаждения $t_0=40^\circ\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40\text{ }^\circ\text{C}$; температура бензина $t_6=40\text{ }^\circ\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30\text{ }^\circ\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_4^{20}=0,7$;

предел кипения бензина 85-95 °С; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{бр}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{бo}=0,24$ кг/кг.

42. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_Э=5250$ кг/ч; количество полиэтилена $G_П=3900$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_Б=20560$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_К=3860$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^\circ\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_o=40^\circ\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40$ °С; температура бензина $t_6=40$ °С; температура катализаторного комплекса $t_k=30$ °С; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина 85-95 °С; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{бр}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{бo}=0,24$ кг/кг.

43. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_Э= 5150$ кг/ч; количество полиэтилена $G_П=3800$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_Б=20420$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_К=3720$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^\circ\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_o=40^\circ\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40$ °С; температура бензина $t_6=40$ °С; температура катализаторного комплекса $t_k=30$ °С; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина 85-95 °С; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{бр}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{бo}=0,24$ кг/кг.

44. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_Э=5050$ кг/ч; количество полиэтилена $G_П=3700$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_Б=20350$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_К=3550$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^\circ\text{C}$; температура этилена после охлаждения

$t_0=40^{\circ}\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40^{\circ}\text{C}$; температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{\text{бр}}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{\text{оо}}=0,24$ кг/кг.

45. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_{\text{Э}}=5000$ кг/ч; количество полиэтилена $G_{\text{П}}=3650$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_{\text{Б}}=20500$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_{\text{К}}=3450$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^{\circ}\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_0=40^{\circ}\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40^{\circ}\text{C}$; температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{\text{бр}}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{\text{оо}}=0,24$ кг/кг.

46. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_{\text{Э}}=5400$ кг/ч; количество полиэтилена $G_{\text{П}}=4100$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_{\text{Б}}=20860$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_{\text{К}}=4050$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^{\circ}\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_0=40^{\circ}\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40^{\circ}\text{C}$; температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{\text{бр}}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{\text{оо}}=0,24$ кг/кг.

47. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_{\text{Э}}=5450$ кг/ч;

количество полиэтилена $G_{\Pi}=4150$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_{Б}=20900$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_{К}=4150$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^{\circ}\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_o=40^{\circ}\text{C}$; температура свежего этилена $t_s=40^{\circ}\text{C}$; температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{6p}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{6o}=0,24$ кг/кг.

48. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_{Э}=5500$ кг/ч; количество полиэтилена $G_{\Pi}=4200$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_{Б}=21000$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_{К}=4250$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^{\circ}\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_o=40^{\circ}\text{C}$; температура свежего этилена $t_s=40^{\circ}\text{C}$; температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{6p}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{6o}=0,24$ кг/кг.

49. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_{Э}=5750$ кг/ч; количество полиэтилена $G_{\Pi}=4380$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_{Б}=21090$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_{К}=4360$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^{\circ}\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_o=40^{\circ}\text{C}$; температура свежего этилена $t_s=40^{\circ}\text{C}$; температура бензина $t_6=40^{\circ}\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^{\circ}\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_{4}^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^{\circ}\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{6p}=0,87$ кг/кг; содержание

паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{60}=0,24$ кг/кг.

50. Составить тепловой баланс реактора полимеризации этилена под низким давлением. Исходные данные: количество этилена $G_Э=5800$ кг/ч; количество полиэтилена $G_П=4450$ кг/ч; количество растворителя (бензин) $G_Б=21120$ кг/ч; количество катализаторного раствора $G_К=4420$ кг/ч; температура в реакторе $t_p=75^\circ\text{C}$; температура этилена после охлаждения $t_0=40^\circ\text{C}$; температура свежего этилена $t_3=40^\circ\text{C}$; температура бензина $t_6=40^\circ\text{C}$; температура катализаторного комплекса $t_k=30^\circ\text{C}$; тепловой эффект реакции полимеризации полиэтилена $q_p=4187$ кДж/кг; плотность бензина $d_4^{20}=0,7$; предел кипения бензина $85-95^\circ\text{C}$; содержание паров бензина в циркулирующем этилене на выходе из реактора $q_{6p}=0,87$ кг/кг; содержание паров бензина в циркулирующем этилене после охлаждения $q_{60}=0,24$ кг/кг.

ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ЭКЗАМЕНУ

1. Возникновение теории химического строения органического вещества. Основные положения теории химического строения органического вещества. Значение теории строения органического вещества А.М.Бутлерова. Электронная природа химической связи в органических соединениях. Гомологические ряды органических соединений. Классификация органических соединений. Типы органических реакций.
2. Предельные углеводороды. Строение молекулы метана. Электронное и пространственное строение предельных углеводородов. Изомерия и номенклатура. Нахождение в природе. Получение в лаборатории и промышленности. Физические и химические свойства.
3. Понятие и структура химико-технологического процесса. Показатели химико-технологического процесса. Степень превращения исходного реагента (конверсия). Селективность (избирательность). Выход продукта. Производительность. Интенсивность работы. Производительность катализатора.
4. Термодинамические характеристики химических реакций. Химическое равновесие. Осуществимость химических реакций. Константа равновесия. Основные соотношения химической термодинамики. Энтальпия реакции. Энтропия реакции. Энергия Гиббса. Скорость реакции. Зависимость энергии Гиббса от давления. Типы реакций по термодинамическим условиям. Зависимость константы равновесия от температуры.
5. Материальный баланс установки.
6. Тепловой баланс установки.
7. Сырьевая база. Особенности нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств.
8. Блок-схема первичной переработки нефти и попутного газа.

9. Блок-схема производства топлива и ароматических углеводородов на нефтеперерабатывающих заводах.
10. Производство низших олефинов пиролизом углеводородов. Химизм и механизм процесса. Побочные реакции. Условия проведения и состав продуктов пиролиза бензина.
11. Блок-схема производства этилена и пропилена из бензина.
12. Технологическая схема пиролиза бензина. Основные аппараты производства. Схема печного блока пиролиза.
13. Алкилирование углеводородов. Характеристика процессов алкилирования. Алкилирующие агенты и катализаторы.
14. Производство этилбензола и диэтилбензола. Химизм и механизм процесса. Побочные реакции. Технологическая схема процесса алкилирования бензола этиленом. Реактор алкилирования бензола этиленом.
15. Схема высокотемпературного гомогенного алкилирования бензола этиленом (фирма "Monsanto", США).
16. Синтезы на основе смеси оксида углерода и водорода. Получение синтез-газа. Каталитическая конверсия углеводородов. Технологическая схема окислительной конверсии природного газа при высоком давлении.
17. Производство метанола из синтез-газа. Производство других продуктов на основе синтез-газа.
18. Окисление углеводородов в гидропероксиды. Механизм образования продуктов окисления. Получение гидропероксидов. Кислотное разложение гидропероксидов.
19. Синтез фенола. Методы получения фенола. Технологическая схема кумольного метода получения фенола и ацетона. Применение фенола.

20. Производство жирных кислот.
21. Процессы прямого окисления. Получение высших жирных спиртов окислением парафина.
22. Производство серы и серной кислоты.
23. Общие принципы полимеризации и поликонденсации. Основные промышленные катализаторы полимеризации. Химизм ступенчатой реакции полимеризации. Зависимость между строением олефинов и их реакционной способностью. Производство полиэтилена. Основные параметры процесса.
24. Методы получения полиэтилена при высоком, среднем и низком давлении. Технологические схемы получения полиэтилена по трём методам. Основные аппараты.
25. Аппаратурное оформление процесса полимеризации пропилена. Технологическая схема производства полипропилена. Параметры и аппаратура процесса.
26. Технологическая схема синтеза диэтилбензола диспропорционированием этилбензола.
27. Составление принципиальных схем процесса пиролиза нефтяного сырья по блокам.
28. Составление принципиальных технологических схем блоков разделения пироконденсата и процессов полимеризации этилена при высоком и низком давлении.
29. Составление принципиальных технологических схем процесса пиролиза нефтяного сырья с автоматизацией по основным блокам.
30. Конструктивное оформление пиролиза в трубчатых печах.
31. Каскадно-холодильные циклы.

32. Полимеризация изобутилена в ди- и триизобутилены. Параметры и аппаратура процесса.

33. Пластификация. Пластификация полиэтиленов. Композиции пластификаторов.

ЗАДАЧИ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ЭКЗАМЕНУ

1. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,951$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,989$; а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 5 %.
2. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,879$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,752$; а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 12 %.
3. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,913$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,970$; а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 8 %.
4. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,909$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,983$; а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 7 %.
5. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,953$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,890$; а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 5 %.

6. Рассмотрим реакцию $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$. Исходные данные для составления баланса.

	A	B	C	P
n_{i0}	1	3	0	0
n_i	0,2	?	?	?

7. Рассмотрим реакцию $CH_3COONa + NaOH \rightarrow CO_4 + Na_2CO_3$. Исходные данные для составления баланса.

	A	B	C	P
n_{i0}	2	5	0	0
n_i	0,3	?	?	?

8. Найти конверсию вещества, если $\Delta n_i = 7$, $n_{i0} = 3$.
9. Найти степень превращения вещества, если $n_i = 3$, $n_{i0} = 8$.
10. Найти количество молей в любой момент времени, зная $X_i = 0,9$, $n_{i0} = 4$.
11. Найти избирательность вещества, если $n_i = 6,17$, $n_{теор} = 20,49$.
12. Найти селективность вещества, если $n_i = 3,02$, $n_{теор} = 10,57$.
13. Найти выход продукта, если селективность 0,47, конверсия 0,91.
14. Найти выход от теории на пропущенное сырье, если селективность 0,97, конверсия 0,52.
15. Найти производительность, если $n_i = 0,75$ кг, $\tau = 39$ сек. Указать единицу измерения.
16. Найти производительность, если $n_i = 1150$ т, $\tau = 15$ часов. Указать единицу измерения.
17. Найти теплоту фазовых переходов, если $m_i = 32$ кг, $q_i = 4180$ кДж/кг. Указать единицу измерения.

18. Найти теплосодержание вещества, если $m_i = 41$ кг, $c_i = 5125$ кДж/(кг·К), $t = 273$ °С. Ответ указать в Вт.

19. Найти потери теплоты теплоносителем, если $m_i = 152$ кг, $c_i = 4890$ кДж/(кг·К), $t_{mn}^{нач} = 305$ °С, $t_{mn}^{кон} = 252$ °С. Ответ указать в Вт.

20. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность на первой стадии $C_1 = 0,95$, на второй стадии $C_2 = 0,93$; потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов C_4 равны 7 %; механические потери $\Pi = 10$ %.

21. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность на первой стадии $C_1 = 0,78$, на второй стадии $C_2 = 0,83$; потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов C_4 равны 13 %; механические потери $\Pi = 2$ %.

22. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность на первой стадии $C_1 = 0,87$, на второй стадии $C_2 = 0,92$; потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов C_4 равны 7 %; механические потери $\Pi = 6$ %.

23. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность на первой стадии $C_1 = 0,81$, на второй стадии $C_2 = 0,90$; потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов C_4 равны 5 %; механические потери $\Pi = 9$ %.

24. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность на первой стадии $C_1 = 0,89$, на второй стадии $C_2 = 0,95$; потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов C_4 равны 4 %; механические потери $\Pi = 8$ %.

ЛИТЕРАТУРА

Теоретические основы химической технологии	Печатные издания основной литературы	
	Электронные издания основной литературы , имеющиеся в электронном каталоге электронной библиотечной системы	1) Ю.А. Москвичев, Теоретические основы химических технологий: учебное пособие.- Москва: Академия, 2016. https://e.lanbook.com/reader/book/79331/#1
	Печатные издания дополнительной литературы	
	Электронные издания дополнительной литературы , имеющиеся в электронном каталоге электронной библиотечной системы	1) В.В.Потехин, Основы теории химических процессов технологии органических веществ и нефтепереработки.- Санкт-Петербург: Химиздат, 2013. https://e.lanbook.com/reader/book/53687/#1 2) Х.Э. Харлампиди, Общая химическая технология. Методология проектирования химико-технологических процессов: учебник. — Санкт-Петербург: Лань, 2013. https://e.lanbook.com/reader/book/37357/#1