



РАБОЧАЯ ПРОГРАММА

дисциплины

«Химическая технология органических веществ»

Направления подготовки

18.03.01 Химическая технология

Профиль

«Химическая технология органических веществ»

Квалификация

Бакалавр

Грозный – 2019

1. Цели и задачи дисциплины

Целью преподавания дисциплины «Химическая технология органических веществ» является изучение основ химии и технологии процессов органического синтеза, закономерностей протекания этих процессов.

Задачами преподавания дисциплины «Химическая технология органических веществ» ознакомление с промышленными технологическими установками этих процессов, конструкцией основных аппаратов технологических установок, особенностями аппаратурно-технологического оформления процессов, эксплуатации и технико-экономической оценки типовых процессов органического синтеза.

2. Место дисциплины в структуре ОП

Дисциплина относится к вариативной части профессионального цикла. Для изучения курса требуется знание:

математики, информатики, физики, общей и неорганической химии; органической химии; гидравлики; аналитической химии и ФХМА; физической химии; коллоидной химии; экологии; информационных технологий в отрасли; поверхностных явлений в НДС; химии нефти; технической термодинамики и теплотехники; метрологии, стандартизации и сертификации; современных принципов приготовления и методов анализа топлив и продуктов; гидравлики; основы адсорбции; методов разделения нефтепродуктов; инженерной графики; прикладной механики; процессов и аппаратов химической технологии; общей химической технологии; моделирования химико-технологических процессов; безопасности жизнедеятельности; химических реакторов; системы управления химико-технологическими процессами; теории химико-технологических процессов; основы изобретательской деятельности и патентования; химической технологии мономеров и полупродуктов органического синтеза; введение в специальность; технологии переработки нефти.

В свою очередь, данный курс, помимо самостоятельного значения, является предшествующей дисциплиной для курсов: материаловедения и защиты коррозии, проектирования предприятий отрасли, УИРС, химической технологии производства полиолефинов, основы производства катализаторов органического синтеза; основы научных исследований; производства поверхностно-активных веществ, оборудования высокотемпературных процессов, технологии производства эластомеров и высокомолекулярных соединений; физико-химических основ нанотехнологий, статистических методов обработки экспериментальных данных.

3. Требования к уровню освоения дисциплины

Процесс изучения дисциплины: «**Химическая технология органических веществ**» направлен на формирование у выпускника бакалавриата следующих **компетенций**:

- способностью использовать правила техники безопасности, производственной санитарии, пожарной безопасности и нормы охраны труда, измерять и оценивать параметры производственного микроклимата, уровня запыленности и загазованности, шума, и вибрации, освещенности рабочих мест (ПК-5);

- способностью планировать и проводить физические и химические эксперименты, проводить обработку их результатов и оценивать погрешности, выдвигать гипотезы и устанавливать границы их применения, применять методы математического анализа и моделирования, теоретического и экспериментального исследования (ПК-16);

- использовать знание свойств химических элементов, соединений и материалов на их основе для решения задач профессиональной деятельности (ПК-18);

- использовать информационные технологии при разработке проектов (ПК-22);

В результате освоения дисциплины студент должен

знать:

- свойства химических элементов, соединений и материалов на их основе для решения задач организации химических производств органического синтеза, методов оценки их эффективности, общих закономерностей, теорий, технологий и конструкции реакторов основных процессов органического синтеза (ПК-18);

уметь:

- использовать правила техники безопасности, производственной санитарии, пожарной безопасности и нормы охраны труда в процессах органического синтеза (ПК-5);

- планировать и проводить физические и химические эксперименты по технологии процессов органического синтеза, проводить обработку полученных результатов и оценивать погрешности, выдвигать гипотезы и устанавливать границы их применения (ПК-16);

владеть:

- информационными технологиями при разработке технологических процессов, оборудования, аппаратуры и технологических схем установок процессов органического синтеза (ПК-22).

4. Объем дисциплины и виды учебной работы

Таблица 1

Вид учебной работы	Всего часов/зач.ед.		Семестры				
			6	7	7	8	
	ОФО	ОЗФО	ОФО	ОФО	ОЗФО	ОЗФО	
Аудиторные занятия (всего):	131/3,64	100/2,78	85/2,36	46/1,28	62/1,72	38/1,06	
В том числе:							
Лекции	49/1,36	33/0,92	34/0,94	15/0,42	18/0,5	15/0,42	
Практические занятия	33/0,92	17/0,47	17/0,48	16/0,44	8/0,22	9/0,25	
Семинары							
Лабораторные работы	49/1,36	50/1,39	34/0,94	15/0,42	36/1,00	14/0,39	
Самостоятельная работа (всего)	157/4,36	188/5,22	81/2,25	76/2,11	98/2,72	90/2,5	
В том числе:							
Курсовая работа (проект)	67/1,86	78/2,16	34/0,94	33/0,92	34/0,94	44/1,22	
Расчетно-графические работы	-	-	-	-	-	-	
ИТР	-	-	-	-	-	-	
Рефераты	20/0,56	28/0,78	10/0,28	10/0,28	18/0,5	10/0,28	
Доклады	-	-	-	-	-	-	
Презентации	10/0,28	-	5/0,14	5/0,14	-	-	
<i>И (или) другие виды самостоятельной работы:</i>							
Подготовка к лабораторным работам	18/0,5	20/0,56	10/0,28	8/0,22	10/0,28	10/0,28	
Подготовка к практическим занятиям	18/0,5	20/0,56	10/0,28	8/0,22	10/0,28	10/0,28	
Подготовка к экзамену	24/0,66	42/1,16	12/0,33	12/0,33	26/0,72	16/0,44	
Вид отчетности	Экз.	Экз.	Экз.	Экз.	Экз.	Экз.	
Общая трудоемкость дисциплины	ВСЕГО в часах	288	288	166	122	164	124
	ВСЕГО в зачетных единицах	8,0	8,0	4,61	3,39	4,56	3,44

5. Содержание разделов дисциплины

Разделы дисциплины и виды занятий (6 семестр)

Таблица 2

№ п/п	Наименование раздела дисциплины по семестрам	Лекц. зан., часы	Практ. зан. часы	Лаб. зан. часы	Семина. зан. часы	Всего часов
1	Вводная лекция	2	-	-	-	2
2	Парафиновые углеводороды как сырье для органического синтеза	2	2	8	-	12
3	Олефиновые углеводороды Как сырье для органического синтеза	2	2	2	-	6
4	Процесс пиролиза	4	4	2	-	10
5	Ароматические углеводороды как сырье для органического синтеза	2	2	4		8
6	Ацетилен и синтезы на его основе	2	2	-	-	2
7	Оксид углерода и синтез-газ	2	2	-	-	2
8	Процессы алкилирования	6	2	10	-	18
9	Процессы винилирования	2	2			2
10	Химия и технология процессов гидрирования.	4	2	4		10
11	Химия и технология процессов дегидрирования	6	3	4		13
	Всего	34	17	34		85

Разделы дисциплины и виды занятий (7 семестр)

Таблица 2.1

№ п/п	Наименование раздела дисциплины по семестрам	Часы лекцион. занятий	Часы практич. занятий	Часы лаборат. занятий	Всего часов
1	Общая характеристика и теоретические основы процессов окисления.	2	-	-	2
2	Окисление парафинов	2	2	2	6
3	Окисление олефинов по насыщенному и ненасыщенному атому углерода	2	2	2	6

4	Окисление ароматических углеводов	2	4	4	10
5	Синтез кислородсодержащих соединений из окиси углерода и водорода.	2	2	-	4
6	Процессы оксосинтеза	1	2	-	3
7	Процессы гидролиза и гидратации	2	2	4	8
8	Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования	2	2	3	7
	Всего	15	16	15	46

Лекционные занятия (6 семестр)

Таблица 3

№ п/п	Наименование раздела дисциплины	Содержание раздела
1	2	3
1	Вводная лекция	Промышленность органического синтеза и место среди других отраслей химической промышленности. Продукты органического синтеза. История развития промышленности органического синтеза. Основные задачи нефтехимической промышленности в настоящем и на перспективу.
2	Парафиновые углеводороды как сырье для органического синтеза	Низкомолекулярные и высокомолекулярные парафины, синтезы на их основе. Источники парафиновых углеводородов. Способы выделения низкомолекулярных и высокомолекулярных углеводородов.
3	Олефиновые углеводороды как сырье для органического синтеза	Синтезы на основе олефинов. Термическое и каталитическое разложение углеводородов. Теоретические основы процессов крекинга и пиролиза.
4	Процесс пиролиза	Технология процесса пиролиза в трубчатых печах. Перспективные процессы пиролиза. Выделение и концентрирование олефинов. Разделение газов пиролиза низкотемпературной ректификацией.
5	Ароматические углеводороды как сырье для органического синтеза	Синтезы на основе ароматических углеводородов. Технология процесса каталитического риформинга. Выделение и концентрирование ароматических углеводородов.
6	Ацетилен и синтезы на его основе.	Производство ацетилена из карбида кальция. Производство ацетилена из углеводородного сырья. Синтезы на основе ацетилена
7	Оксид углерода и синтез-газ.	Способы производства оксида углерода и синтез-газа. Синтезы из оксида углерода и водорода.
8	Процессы алкилирования	Классификация реакции алкилирования. Алкилирующие агенты и катализаторы. Технология алкилирования ароматических

		углеводородов в присутствии различных катализаторов. Химия и теоретические основы алкилирования по атомам кислорода, серы и азота. Алкилирование хлорпроизводными.
9	Процессы винилирования	Химия и теоретические основы процесса. Получение винилацетата. Винилирование, синтезируемое щелочами и солями переходных металлов. Аллюминийорганические соединения и синтезы на их основе.
10	Химия и технология процессов гидрирования.	Химия и технология процессов гидрирования. Продукты, получаемые газофазным гидрированием. Типы реакционных устройств. Области их применения. Производство циклогексанола газофазным гидрированием фенола. Продукты, получаемые жидкофазным гидрированием. Особенности технологии жидкофазного гидрирования. Области его применения. Типы реакционных устройств. Гидрирование эфиров высших кислот в спирты.
11	Процессы дегидрирования и гидрирования	Классификация реакций дегидрирования и гидрирования. Дегидрирование парафинов. Химизм и основные закономерности. Продукты, получаемые дегидрированием парафинов: бутadiен, изопрен, изобутилен. Технология дегидрирования парафинов. Дегидрирование олефинов, ароматических и алкилароматических углеводородов.

1. Лекционные занятия (7 семестр)

Таблица 3.1

№ п/п	Наименование раздела дисциплины	Содержание раздела
1	2	3
1	Общая характеристика и теоретические основы процессов окисления	Общая характеристика процессов окисления. Научные и инженерные основы процесса. Радикально-цепное окисление. Теоретические основы процесса окисления углеводородов в гидропероксиды. Гетерогенно-каталитическое окисление углеводородов и их производных.
2	Окисление парафинов	Окисление парафинов до спиртов и карбоновых кислот. Окисление низших парафинов в газовой и жидкой фазах. Окисление твердого парафина в СЖК.
3	Окисление олефинов по насыщенному и ненасыщенному атому углерода	Окисление олефинов по ненасыщенному углеродному атому, как метод получения карбонильных соединений, химизм и закономерности процесса. Получаемые продукты и технология их производств (на примере получения ацетальдегида).
4	Окисление ароматических углеводородов	Химия и технология жидкофазного окисления боковых цепей ароматических углеводородов в карбоновые кислоты. Другие способы получения ароматических карбоновых кислот. Парофазное окисление ароматических углеводородов. Химия и технология процесса.
5	Синтез кислородсодержащих соединений из окиси углерода и водорода.	Синтез кислородсодержащих соединений из окиси углерода и водорода. Катализаторы и химизм процесса. Производство метанола.

6	Процессы оксосинтеза.	Процессы оксосинтеза. Химия и теоретические основы процесса. Технология и продукты оксосинтеза. Реакционный узел и регенерация катализатора.
7	Процессы гидролиза и гидратации	Значение процессов гидролиза в органическом синтезе. Гидролизующие агенты и катализаторы процесса. Процессы гидратации и дегидратации. Химия и теоретические основы. Гидратация олефинов.
8	Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования	Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования. Химия и теоретические основы процесса. Технология сульфатирования.

Лабораторный практикум (6 семестр)

Таблица 4

№ п/п	Наименование раздела дисциплины	Содержание раздела
1	2	3
1	2. Парафиновые углеводороды как сырье для органического синтеза	Разделение фракций насыщенных углеводородов на синтетических цеолитах сбор установки для проведения процесса пиролиза углеводородов; - описание установки и методики работы на ней; - отбор сырья и продуктов реакции на анализ; - составление материального баланса; - определение показателей преломления исходной фракции, насыщенных углеводородов нормального и изостроения. - определение содержания индивидуальных насыщенных углеводородов в исходной фракции и в выделенных фракциях метод ГЖХ (газожидкостной хроматографии).
2	2. Парафиновые углеводороды как сырье для органического синтеза	Выделение насыщенных углеводородов нормального строения методом экстрактивной кристаллизации с мочевиной - описание установки и методики работы на ней; - отбор сырья и продуктов реакции на анализ; - составление материального баланса; - определение показателей преломления исходной фракции, насыщенных углеводородов нормального строения. - определение содержания индивидуальных насыщенных углеводородов в исходной фракции и в выделенных фракциях метод ГЖХ (газожидкостной хроматографии).
3	3. Олефиновые углеводороды как сырье для органического	Пиролиз углеводородов - сбор установки для проведения процесса пиролиза углеводородов; - описание установки и методики работы на ней; - составление материального баланса

	<p>синтеза.</p> <p>4. Процесс пиролиза</p>	<ul style="list-style-type: none"> - отбор продуктов реакции на анализ - проведение хроматографического анализа газов; - анализы жидких продуктов (плотность, перегонка на колбе Кляйзена, определение содержания непредельных и ароматических углеводородов и т. д.) - определение основных показателей процесса- выходы непредельных углеводородов, селективность, конверсия процесса и т.д.
4	<p>5. Ароматические углеводороды как сырье для органического синтеза</p>	<p>Получение бензола каталитическим деалкилированием толуола</p> <ul style="list-style-type: none"> - сбор установки для проведения процесса деалкилирования толуола - описание установки и методики работы на ней; - отбор продуктов реакции на анализ; - проведение хроматографического анализа газов и жидкости; - обработка полученных экспериментальных данных; - составление материального баланса процесса; - оценка эффективности реакции (определение конверсии толуола, выхода бензола на пропущенный и прореагировавший толуол), определение других показателей процесса.
5	<p>8. Процессы алкилирования</p>	<p>Алкилирование бензола этиленом (пропиленом) на $AlCl_3$</p> <p>сбор установки для проведения процесса алкилирования бензола олефинами;</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки и методики работы на ней; - отбор продуктов реакции на анализ - проведение хроматографического анализа газов и жидкости; - ректификация жидкой части с разделением на фракции до $78^{\circ}C$ – азеотропная смесь бензола с водой; <li style="padding-left: 20px;">$78-81^{\circ}C$ – бензол; <li style="padding-left: 20px;">$81-135^{\circ}C$ – промежуточная фракция (бензол, этилбензол); <li style="padding-left: 20px;">$135-137^{\circ}C$ – ЭТБ; <li style="padding-left: 20px;">выше $137^{\circ}C$ – полиалкилбензолы. -определение массы и показателя преломления ЭТБ (ИПБ); - анализы жидких продуктов (плотность, определение содержания непредельных и ароматических углеводородов и т. д.) ; - составление материального баланса процесса; -определение основных показателей процесса- выходы ароматических и алкилароматических углеводородов, селективность, конверсия процесса и т.д.
6	<p>5. Ароматические углеводороды как сырье для органического синтеза</p>	<p>Разложение гидроперекиси изопропилбензола на фенол и ацетон</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки разложения гидроперекиси ИПБ и методики работы на ней; - составление материального баланса - анализ реакционной массы титрованием на содержание ГПИПБ - отбор продуктов реакции на анализ;

		<ul style="list-style-type: none"> - проведение хроматографического анализа газов; - анализы жидких продуктов (плотность, перегонка на колбе Кляйзена, определение содержания фенола и ацетона т. д.) - проведение анализа реакционной массы на содержание фенола хроматографическим анализом. - проведение анализа реакционной массы на содержание ацетона титрованием NaOH.
7	10.Химия и технология процессов гидрирования 11.Процессы дегидрирования и гидрирования	<p>Дегидрирование этилбензола в стирол</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки и методики работы на ней; - отбор продуктов реакции на анализ - проведение хроматографического анализа реакционной массы; - расчет конверсии и селективности реакции, материального баланса процесса. - построение зависимости конверсии и селективности процесса от условного времени пребывания в реакторе полного смешения или вытеснения.
8	10.Химия и технология процессов гидрирования 11.Процессы дегидрирования и гидрирования	<p>Получение циклогексана гидрированием бензола</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки и методики работы на ней; - отбор продуктов реакции на анализ - проведение анализа реакционной массы (определение показателя преломления, выхода целевого продукта и т. д.); - определение основных показателей процесса (расчет конверсии и селективности реакции, материального баланса процесса).

Кроме указанных в таблице лабораторных работ, преподаватель может дать задание для проведения других лабораторных работ в соответствии с разделами дисциплины.

Лабораторный практикум (7 семестр)

Таблица 4.1

№ п/п	Наименование раздела дисциплины	Содержание раздела
1	1.Общая характеристика и теоретические основы процессов окисления 2.Окисление парафинов	<p>Получение высших жирных спиртов окислением насыщенных углеводородов нормального строения</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки окисления парафиновых углеводородов в высшие спирты и методика работы на ней; - анализ сырья и полученных продуктов; - определение содержания гидроксильных групп в оксидате; - составление материального баланса процесса; -определение основных показателей процесса: селективности, конверсии, выхода спирта.

2	1. Теоретические основы процессов окисления 2. Окисление парафинов	<p>Получение синтетических жирных кислот окислением высших насыщенных углеводородов нормального строения</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки окисления парафиновых углеводородов в синтетические жирные кислоты и методика работы на ней; - анализ сырья и полученных продуктов; - определение состава оксидата; - определение кислотного числа оксидата; - составление материального баланса процесса; - определение молекулярной массы выделенных кислот; - построение зависимости изменения кислотного числа оксидата от времени реакции; - определение основных показателей процесса: селективности, конверсии, выхода спирта.
3	3. Окисление олефинов по насыщенному и по ненасыщенному атому углерода	<p>Получение ацетальдегида окислением этилена</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки окисления олефиновых углеводородов (этилена) в присутствии жидкого катализатора и методика работы на ней; - анализ сырья и полученных продуктов; - определение состава оксидата; - определение ацетальдегида гидроксилламинным методом; - приготовление катализаторного раствора; - регенерация отработанного катализаторного раствора; - составление материального баланса процесса; - - определение основных показателей процесса: селективности, конверсии этилена в ацетальдегид, выхода ацетальдегида на пропущенный этилен.
4	4. Окисление ароматических углеводородов	<p>Окисление ИПБ в гидропероксид</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки окисления ИПБ в ГПИПБ и методики работы на ней; - составление материального баланса - отбор продуктов реакции на анализ - проведение хроматографического анализа газов; - анализы жидких продуктов (плотность, перегонка на колбе Кляйзена, определение содержания непредельных и ароматических углеводородов и т. д.)
5	8. Процессы гидролиза и гидратации	<p>Получение трет-бутилового спирта прямой гидратацией изобутилена</p> <ul style="list-style-type: none"> описание установки и методики работы на ней; - анализ сырья и продуктов реакции; - составление материального баланса процесса; - определение конверсии изобутилена и выхода трет-бутилового спирта на пропущенный изобутилен.
6	8. Процессы гидролиза и гидратации	<p>Сернокислотная гидратация олефинов (Получение изопропилового спирта (втор-бутилового) спирта сернокислотной гидратацией олефинов)</p> <ul style="list-style-type: none"> - описание установки и методики работы на ней; - отбор продуктов реакции на анализ - проведение хроматографического анализа реакционной массы; - составление материального баланса двух стадий процесса; - расчет выхода продуктов и селективность реакций по

		пропилену; - перегонка реакционной массы в колбе Кляйзена для выделения изопропанола; - определение массы полученного изопропанола, показателя преломления, расчет выхода спирта на поглощенный пропилен; - построить зависимость селективности от концентрации серной кислоты.
7	9. Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования	Получение алкилсульфонатов сульфоокислением высших насыщенных углеводородов нормального строения - описание лабораторной установки и методики проведения синтеза алкилсульфонатов; - отбор продуктов реакции на анализ; - анализ алкилсульфоната натрия на содержание активного компонента, влаги и наполнителя – (сульфата натрия); - составление материального баланса процесса; - определение конверсии и селективности процесса сульфоокисления.
8	9. Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования	Получение первичного алкилсульфата из n-додецилового спирта - описание лабораторной установки и методики проведения синтеза первичных алкилсульфатов; - выделение и анализ алкилсульфата натрия; - составление материального баланса процесса; - определение конверсии и селективности процесса сульфатирования первичных высших жирных спиртов.
9	2. Окисление парафинов 13. Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования	Получение сульфонола из n-додецилбензола описание лабораторной установки и методики получения додецилсульфоната натрия сульфированием додецилбензола с последующей нейтрализацией, образовавшейся додецилбензолсульфоновой кислоты; - составление материального баланса процесса; - определение компонентного состава продуктов процесса сульфирования; - определение выхода додецилбензолсульфоната натрия и сульфата натрия; - составление материального баланса процесса.

Кроме указанных в таблице лабораторных работ, преподаватель может выбрать другие лабораторные работы в соответствии с разделами дисциплины.

Практические занятия (6 семестр)

Таблица 5

№ п/п	Наименование раздела дисциплины	Содержание раздела
1	2. Парафиновые углеводороды как сырье для органического синтеза 3. Олефиновые углеводороды как сырье для органического синтеза 5. Ароматические углеводороды как сырье для органического синтеза	Определение физико-химических характеристик индивидуальных углеводородов (плотность, молекулярный вес, параметры газового состояния, теплоемкости, энтальпии)
2.	Процесс пиролиза	Составление и расчет материального баланса пиролиза различного углеводородного сырья.
3.	Процессы алкилирования	Составление и расчет материального баланса процесса производства этилбензола или изопропилбензола
4	Химия и технология процессов гидрирования	Составление и расчет материального баланса процесса гидрирования различного углеводородного сырья.
5	Химия и технология процессов дегидрирования	Составление и расчет материального баланса процесса дегидрирования различного углеводородного сырья.

Практические занятия (7 семестр)

Таблица 5.1

№ п/п	Наименование раздела дисциплины	Содержание раздела
1	Окисление парафиновых, олефиновых, ароматических углеводородов	Определение конверсии, селективности, расходных коэффициентов, объемных расходов реакционной смеси процессов окисления различных углеводородов
2.	Синтез кислородсодержащих соединений из окиси углерода и водорода.	Составление и расчет материального баланса процессов окисления различного углеводородного сырья.
3.	Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования	Составление и расчет материального баланса процессов сульфатирования, сульфирования и нитрования различного углеводородного сырья.
4	Процессы оксосинтеза	Составление и расчет материального баланса процесса оксосинтеза

6. Самостоятельная работа студентов по дисциплине

Вопросы для самостоятельного изучения (6 сем.)

№п/п	Наименование тем, их содержание
1	2
1	Методы осуществления процесса пиролиза. Перспективные процессы пиролиза. Выделение и концентрирование олефинов. Разделение газов пиролиза низкотемпературной ректификацией.
2	Технология получения синтез-газа: Каталитической конверсии, высокотемпературной конверсией углеводородов, газификацией угля.
3	Алкилирование. Синтез меркаптана из олефина и сероводорода. Технология синтеза аминов из хлорпроизводных и спиртов.
5	Винилирование, синтезируемое щелочами и солями переходных металлов. Химия и теоретические основы процесса. Получение винилацетата. Технология щелочного винилирования. Аллюминийорганические соединения и синтезы на их основе.
6	Алкилирование на цеолитсодержащих катализаторах.
7	Алкилирование фенолов, парафинов
8	Дегидрирование парафинов и олефинов. Получение изопрена дегидрированием амиленов.
9	Дегидрирование алкилароматических соединений. Производство стирола и его гомологов
10	Дегидрирование и окисление спиртов
11	Особенности технологии жидкофазного гидрирования. Области его применения. Типы реакционных устройств. Технология газофазного гидрирования.

Вопросы для самостоятельного изучения (7 сем.)

№п/п	Наименование тем, их содержание
1	Энергетическая характеристика реакций окисления. Кинетика и катализ гомогенного окисления. Селективность гомогенного окисления
2	Реакторы для процессов жидкофазного окисления
3	Технология получения фенола и ацетона кумольным методом- стадия синтеза гидропероксида изопропилбензола и его кислотного разложения в фенол и ацетон.
4	Окисление нафтенных и их производных. Циклононы и дикарбоновые кислоты. Получение дикарбоновых кислот.
5	Окисление нафтенных в спирты и кетоны
6	Окисление метилбензолов в ароматические кислоты. Ароматические кислоты, получаемые методом жидкофазного окисления.
7	Производство диметилтерефталата. Одностадийное окисление метилбензолов в растворе уксусной кислоты.
8	Окисление насыщенных альдегидов и спиртов. Синтез надкислот. Синтез уксусной кислоты. Совместный синтез уксусной кислоты и уксусного ангидрида.
9	Окислительный аммонолиз углеводородов
10	Синтез ацеталей и реакция Принса. Производство изопрена. Получение капролактама.

Задачи для самостоятельного решения по процессам пиролиза, дегидрирования, гидрирования и др. (6 семестр)

1. Дегидрирование этилбензола проводят в адиабатическом двухступенчатом реакторе производительностью 15 625 кг/ч стирола. Во всех ступенях реактора объём катализатора одинаков, за счёт высоты его слоя 1,5 м). При объёмной скорости жидкого этилбензола $0,5 \text{ ч}^{-1}$ степень его конверсии за один проход – 60%. Определить внутренний диаметр реактора. Селективность по стиrolу 82,6% в расчёте на разложенный этилбензол. Плотность жидкого этилбензола 867 кг/м^3 .

19. Гидрирование 2-этилгексенала ведут в жидкой фазе в реакторе производительностью 3500 кг/ч 2-этилгексанола. Внутренний диаметр реактора 1400 мм, высота слоя катализатора на каждой полке 1170 мм. Определить число полок в реакторе. Селективность по альдегиду 94,2%, массовая скорость альдегида на входе 400 кг/ч на 1 м^3 катализатора.

2. Гидрирование 2-этилгексенала проводят в жидкофазном реакторе производительностью 3000 кг 2-этилгексанола в час. В результате реакции выделяется на 1 моль 180 кДж теплоты, 35% которой отводят за счёт подачи части холодного циркуляционного водорода на вход и в пространство между полками. Холодный водород, объёмная теплоёмкость которого составляет $1,35 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{К)}$, нагревается на 780 К. Определить долю холодного водорода (в % от его общего объёмного расхода), если селективность по альдегиду равна 94%, а мольное соотношение водород: альдегид=30:1.

3. В реактор гидрирования поступает 1300 кг/ч 2-этилгексенала. Гидрирование проводят в трубах, заполненных Ni-катализатором. Число труб 884, диаметр 53 мм, рабочая длина 3,8 м. Выделяющуюся теплоту отводят водой, циркулирующей в межтрубном пространстве. Определить средний температурный напор процесса теплообмена. Селективность по альдегиду 93,8%, коэффициент теплопередачи $9 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, тепловой эффект гидрирования 1380 кДж/1 кг образовавшегося спирта.

ь установки гидрирования кротонового альдегида 3750 кг/ч н-бутанола. Гидрирование ведут в реакторе с числом труб 828, с внутренним диаметром 50 мм, длина 3 м. Трубы на 92% по объёму заполнены катализатором, производительность 1 м^3 которого составляет 207 л н-бутанола (плотность 809 кг/м^3) в час. Определить число реакторов для обеспечения заданной производительности

5. Этиловый спирт получают прямой гидратацией 1 т этилена под давление 80 атм. и $250 \text{ }^\circ\text{C}$ на катализаторе. Составить материальный баланс процесса, если выход спирта 15,4 % от количества этилена, мольное соотношение водяного пара и этилена 0,6 : 1. Из общего количества прореагировавшего этилена на образование этилового спирта расходуется 95 %, диэтилового эфира 3,5 %, уксусного ангидрида 1,5 %.

6. Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,939$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,950$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 2 %.

7. Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрирование н –бутана, если селективность первой стадии $C_1 = 0,72$, на второй стадии $C_2 = 0,78$.

Потери углеводов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводов C_4 равны 8 %. Механические потери $\Pi = 6\%$.

8. 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 %.

9. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 600 тыс. т/год товарного этилена. Пиролиз образующего этана проводят в отдельной печи. Число часов работы установки в году – 7920. Суммарные потери этилена на всех стадиях производства 4%. Глубина отбора этилена от потенциального содержания на стадиях газоразделения 98%. Выход продуктов пиролиза бензина, % масс. H_2 -0,5; CH_4 -15,8; $CO+CO_2 + H_2S$ -0,1; C_2H_2 -0,4; C_2H_4 - 27,5; 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 -200⁰C - 23,2; тяжелая смола (выше 200⁰C) -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; C_5 и выше -3,1.

10. Составить материальный баланс установки пиролиза бензина на основании данных задачи 9, но с учетом рециркуляции пропана. Рассчитать загрузку по бензину, этану и пропану и выход этилена в расчете на сырьё35; C_2H_4 - 36,2; C_2H_6 -6,5; C_3H_6 - 14,2; C_3H_8 - 8,1; C_4H_6 - 1,3; C_4H_8 -0,4; C_4H_{10} - 0,1; C_5 и выше -6,6.

Примеры решения задач

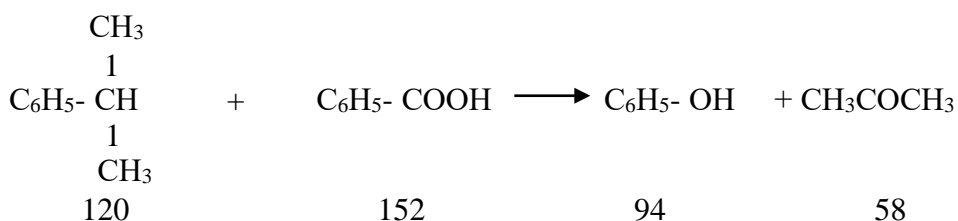
Расчет расходных коэффициентов

Задача 1

Рассчитать расходный коэффициент по изопропилбензолу (ИПБ) на 1 т фенола при производстве его кумольным методом, если селективность на стадии окисления ИПБ $C_1 = 0,939$, на стадии разложения гидропероксида ИПБ $C_2 = 0,950$, а суммарные потери на всех стадиях производства составляют 2 %.

Решение

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

$$a_{стех} = M_{ИПБ} / M_{\phi} = 120/94 = 1,278 \text{ т/т}$$

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

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

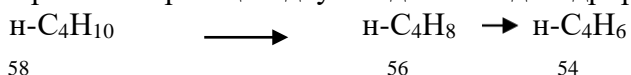
$$A = \frac{a_{стех}(1+П/100)}{C_1 C_2} = \frac{1,278 (1+2/100)}{0,939 \cdot 0,950} = 1,46 \text{ т/т}$$

Задача 2

Рассчитать расходный коэффициент по н-бутану на 1 т бутадиена, получаемого двухстадийным дегидрированием н-бутана, если селективность первой стадии $C_1 = 0,72$, на второй стадии $C_2 = 0,78$.

Потери углеводородов на стадиях разделения за счет неполного извлечения углеводородов C_4 равны 8 %. Механические потери $\Pi = 6\%$.

Уравнение реакции двухстадийного дегидрирования н-бутана:



Стехиометрический расходный коэффициент н-бутана на 1 бутадиена

$$a_{\text{стех}} = M_{\text{н-С}_4\text{Н}_{10}} / M_{\text{н-С}_4\text{Н}_6} = 58/54 = 1,074 \text{ т/т}$$

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

$$a_c = a_{\text{стех}} / (C_1 C_2) = 1,074 / (0,72 \times 0,78) = 1,912 \text{ т/т}$$

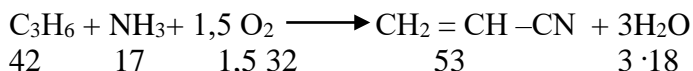
Расходный коэффициент с учетом всех производственных потерь:

$$a = a_c [1 + (\Pi_1 + \Pi_2)/100] = 1,912 [1 + (8 + 6)/100] = 2,18 \text{ т/т}$$

Задача 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 %.

Уравнение реакции окислительного аммонолиза пропилена



Стехиометрический расходный коэффициент пропилена на 1 т НАК:

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

Расходный коэффициент пропилена с учетом селективности:

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

Расходный коэффициент с учетом потерь:

$$A = 0,99 (1 + 2/100) = 1,01 \text{ т/т}$$

Примеры расчета материального баланса процесса алкилирования бензола пропиленом

Пример 1

Рассчитать расход реагентов на 1 т ИПБ в процессе алкилирования бензола пропиленом при следующих исходных данных.

Исходные данные

Состав продуктов алкилирования, % масс:

Гексены	– 0,24
Этилбензол(ЭБ)	– 1,0
Изопропилбензол (ИПБ)	– 97,0
Н-пропилбензол (НПБ)	– 0,06
Бутилбензол (ББ)	– 1,3
Диалкилбензолы (ДАБ)	– 0,04

Тетраалкилбензолы (ТАБ) – 0,16

Смола – 0,2

Потери бензола $P_6 = 29,5$ кг/т ИПБ

Потери пропилена $P_{C_3H_6} = 14,7$ кг/т ИПБ.

Решение:

При расчете расхода бензола и пропилена необходимо учесть, что гексены образуются только из пропилена. Этилбензол (ЭБ) и бутилбензол (ББ) образуются за счет реакций диспропорционирования, поскольку пропиленовая фракция не содержит этилена и бутенов. Поэтому первоначальным алкилирующим агентом является только пропилен.

Расход бензола на образование 100 кг продуктов реакции:

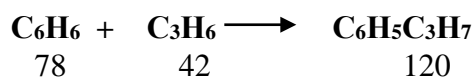
1. На образование гексенов бензол не расходуется.

2. На образование этилбензола:



$$G_{62} = 1,0 \cdot 78/106 = 0,74 \text{ кг/100кг}$$

3. На образование изопропилбензола:

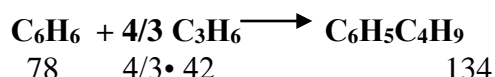


$$G_{63} = 97 \cdot 78/120 = 63,05 \text{ кг/100кг}$$

4. На образование н-пропилбензола:

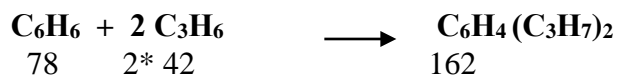
$$G_{64} = 0,06 \cdot 78/120 = 0,04 \text{ кг/100кг}$$

5. На образование бутилбензола:



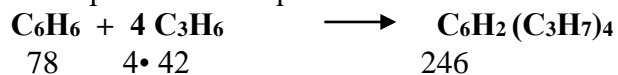
$$G_{65} = 1,3 \cdot 78/134 = 0,76 \text{ кг/100кг}$$

6. На образование диалкилбензолов:



$$G_{66} = 0,04 \cdot 78 / 162 = 0,02 \text{ кг/100кг}$$

7. На образование тетраалкилбензолов:



$$G_{65} = 0,16 \cdot 78 / 246 = 0,05 \text{ кг/100кг;}$$

8. Смола образуется только из пропилена.

Всего расходуется бензола:

$$G_6^{np} = 0,74 + 63,05 + 0,04 + 0,76 + 0,02 + 0,05 = 64,55 \text{ кг /100 кг.}$$

Расход пропилена на образование:

Гексенов

$$G_{п1} = 0,24 \text{ кг / 100 кг}$$

Этилбензола

$$G_{п2} = 1,00 \cdot 28/106 = 0,26 \text{ кг/100 кг}$$

Изопропилбензола

$$G_{п3} = 97 \cdot 42/120 = 33,95 \text{ кг/100кг}$$

Н- пропилбензола

$$G_{п4} = 0,06 \cdot 42/120 = 0,02 \text{ кг/100кг}$$

Бутилбензола

$$G_{п5} = 1,3 \cdot 56/134 = 0,54 \text{ кг/100кг}$$

Диалкилбензолов

$$G_{п6} = 0,04 \cdot 84 / 162 = 0,02 \text{ кг/100кг;}$$

Тетраалкилбензолов

$$G_{п7} = 0,16 \cdot 68 / 246 = 0,11 \text{ кг/100кг;}$$

Смолы

$$G_{б8} = 0,02 \text{ кг/100кг;}$$

Всего расходуется пропилен

$$G_{п}^{np} = 0,24 + 0,26 + 33,95 + 0,02 + 0,54 + 0,02 + 0,11 + 0,2 = 35,34 \text{ кг /100 кг.}$$

Расход бензола на 1т ИПБ

$$a'_6 = 64,55 \cdot 1000 / 97 = 665,5 \text{ кг/т}$$

где 97 - содержание ИПБ в продуктах реакции.

Расход пропилена на 1т ИПБ

$$a'_{п} = 35,34 \cdot 1000 / 97 = 364,3 \text{ кг/т}$$

Бензол и пропилен расходуются также на восполнение потерь. Расходные коэффициенты бензола и пропилена с учетом потерь:

$$a_6 = a'_6 + П_6 = 665,5 + 29,5 = 695,0 \text{ кг/т;}$$

$$a_{п} = a'_{п} + П_{п} = 364,8 + 14,7 = 379,0 \text{ кг/т.}$$

Пример 2

На основе данных примера 1 рассчитать состав и количество реагентов и катализаторного комплекса, подаваемых в алкилатор.

Дополнительные данные:

- производительность установки по ИПБ 120 000т/год

- число часов работы в году 8400
- состав пропиленовой фракции, % мас.
 - $x_{C_2H_6} = 0,5$
 - $x_{C_3H_6} = 99,0$
 - $x_{C_3H_8} = 0,5$

- конверсия пропилена 0,963;
- содержание бензола в свежем бензоле 100% (мас);
- состав циркулирующего бензола, % (мас):
 - бензола — 99,5;
 - этилбензола — 0,01;
 - изопропилбензола — 0,49;

- мольное соотношение бензол: пропилен 3:1;

- количество циркулирующих диалкилбензолов в расчете на бензольную шихту 14,2 % (масс);

- расход катализатора $AlCl_3$ 6 кг/т ИПБ;

- содержание $AlCl_3$ в катализаторном комплексе *хкк.к.* = 15 % (мас.);

- массовое соотношение бензола и ПАБ в катализаторном комплексе

$G_6^{к.к.} : G_{ПАБ}^{к.к.} = 1,8:1;$

- расход промотора — этилхлорида (C_2H_5Cl) в расчете на $AlCl_3 X_{пр} = 0,2$ кг/кг.

На основе данных примеров 1 и 2 рассчитать количество побочных продуктов и составить материальный баланс алкилятора.

Решение

Часовая производительность установки по изопропилбензолу (ИПБ):

$$G_{ИПБ} = G_{ИПБ}^r \cdot 1000/Z = 120\,000 \cdot 1000/8400 = 14285,7 \text{ кг/ч.}$$

Расчет ведем на 100 %-ный ИПБ:

часовой расход бензола:

$$G_6^1 = a_6 G_{ИПБ} = 695 \cdot 14285,7/1000 = 9928,6 \text{ кг/ч}$$

часовой расход пропилена:

$$G_6^1 C_{3H_6} = a_{C_3H_6} G_6^1 G_{ИПБ} = 379 \cdot 14285,7/1000 = 5414,3 \text{ кг/ч,}$$

часовой расход пропилена с учетом его конверсии:

$$G_{C_3H_6} = G_{C_3H_6} / K_{C_3H_6} = 5414,3/0,963 = 5622,3 \text{ кг/ч.}$$

Состав и количество пропиленовой фракции:

Компонент	мас. доли	кг/ч
C_2H_6	0,005	28,4
C_3H_6	0,990	5622,3
C_3H_8	0,005	28,4
Всего	1,000	5679,0

Количество бензольной шихты, поступающей на алкилирование:

$$G_6 = G_{C_3H_6} \cdot n_{M_6} / M_{C_3H_6} = 5622,3 \cdot 3 \cdot 78/42 = 31324,0 \text{ кг/ч.}$$

Конверсия бензола:

$$K_6 = G_6 \cdot 100 / G_6^0 = 9928,6 \cdot 100 / 31324 = 31,7\% \text{ (масс.)}$$

Количество свежего бензола, кг/ч:

$$G_6^{cb} = 9928,6 \text{ кг/ч.}$$

Количество циркулирующего бензола (в расчете на 100 %-ный):

$$G_6^u = G_6 - G_6^{cb} = 31324,0 - 9928,6 = 21395,4 \text{ кг/ч.}$$

Количество циркулирующего бензола с учетом примесей:

$$G_6^u = 21395,4 / 0,995 = 21502,5 \text{ кг/ч.}$$

Состав и количество циркулирующего бензола:

	кг/ч	% (масс.)
Бензол	21395,4	99,50
Этилбензол	2,1	0,01
Изопропилбензол	105,4	0,49
Всего	21502,9	100,0

Состав и количество бензольной шихты:

	кг/ч	% (масс.)
Бензол	31324,0	99,66
Этилбензол	2,1	0,01
Изопропилбензол	105,4	0,33
Всего	31431,5	100,00

Расход катализатора $AlCl_3$:

$$G_k = a_{ка} G_{ИПБ} / 1000 = 6 \cdot 14285,7 / 1000 = 85,7 \text{ кг/ч.}$$

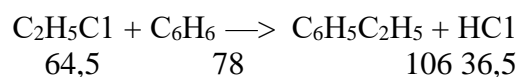
Количество катализаторного комплекса:

$$G_{к.к} = G_k \cdot 100 / x_{к.к} = 85,7 \cdot 100 / 15 = 571,3 \text{ кг/ч.}$$

В том числе количество промотора C_2H_5Cl :

$$G_{пр} = G_k \cdot x_{пр} = 85,7 \cdot 0,2 = 17,1 \text{ кг/ч.}$$

Количество образующегося хлороводорода:



$$G_{HCl} = G_{пр} M_{HCl} / M_{пр} = 17,1 \cdot 36,5 / 64,5 = 9,7 \text{ кг/ч.}$$

Количество образующего этилбензола:

$$G_{ЭБ} = (17,1 - 9,7) \cdot 106/28 = 28,0 \text{ кг/ч.}$$
$$G_{к} + G_{НС1} + G_{ЭБ} = 85,7 + 9,7 + 28,0 = 123,4 \text{ кг/ч.}$$

Суммарное количество бензола и полиалкилбензолов:

$$G_{б+ПАБ} = 571,3 - 123,4 = 447,9 \text{ кг/ч.}$$

Количество бензола:

$$G_{к}^{к.к} = 437 \cdot 1,8/(1 + 1,8) = 288,0 \text{ кг/ч.}$$

Количество полиалкилбензолов:

$$G_{ПАБ}^{к.к} = 447,9 - 288,0 = 159,9 \text{ кг/ч}$$

Состав и количество катализаторного комплекса:

	кг/ч	% (масс.)
AlCl ₃	85,7	15,0
НС1	9,7	1,7
Этилбензол	28,0	4,9
Бензол	288,0	50,4
<u>Полиалкилбензолы</u>	159,9	28,0
Всего	571,3	100,0

Количество циркулирующих диалкилбензолов:

$$G_{ДАБ}^ц = 31431,5 \cdot 0,142 = 4467,9 \text{ кг/ч}$$

Состав и количество фракции ДАБ, поступающих в алкилатор:

	кг/ч	% (масс.)
Бензол	503,1	10,0
Диалкилбензолы	4467,9	88,8
Бутилбензол	20,1	0,4
Смола	40,3	0,8
Всего	5031,4	100,0

Пример 3

На основании примеров 1 и 2 рассчитать количество побочных продуктов.

Количество образующихся побочных продуктов:

гексенов

$$0,24 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 35,3 \text{ кг/ч;}$$

этилбензола

$$2 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 147,3 \text{ кг/ч;}$$

н-пропилбензола

$$0,06 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 8,6 \text{ кг/ч;}$$

бутилбензола

$$1,3 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 191,5 \text{ кг/ч;}$$

диалкилбензолов

$$0,04 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 5,9 \text{ кг/ч;}$$

тетраалкилбензолов

$$0,17 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 25,0 \text{ кг/ч};$$

смолы

$$0,2 \cdot 14285,7 / (100 \cdot 0,97) = 29,5 \text{ кг/ч}.$$

Всего побочных продуктов:

$$G_{п.п} = 443,1 \text{ кг/ч}.$$

Составляем материальный баланс алкилятора:

Материальный баланс алкилятора

Входит	кг/ч	Выходит	кг/ч
Бензольная шихта	31431,5	Изопропилбензол	14285,7
в том числе:		Побочные продукты	443,1
бензол	31324,0	в том числе:	
этилбензол	2,1	гексены	35,3
изопропилбензол	105,4	этилбензол	147,3
Фракция циркулирующих диалкилбензолов	5031,4	н-пропилбензол	8,6
в том числе:		бутилбензол	191,5
бензол	503,1	диалкилбензолы	5,9
диалкилбензолы	4467,9	тетраалкилбензолы	25,0
бутилбензол	20,1	смола	29,5
смола	40,3	Фракция циркулирующих диалкилбензолов	5031,4
Пропиленовая фракция	5679,3	в том числе:	571,3
в том числе:		бензол	503,1
этан	28,4	диалкилбензолы	4467,9
пропилен	5622,3	бутилбензол	20,1
пропан	28,4	смола	40,3
Катализаторный комплекс	571,3	Катализаторный комплекс	
в том числе:		в том числе:	
хлорид алюминия	85,7	хлорид алюминия	85,7
хлороводород	9,7	хлороводород	9,7
этилбензол	28,0	этилбензол	28,0
бензол	288,0	бензол	288,0
полиалкилбензолы	159,9	полиалкилбензолы	159,9
Всего	42713,2	Пропиленовая фракция	264,8
		в том числе:	
		этан	28,4
		пропилен	208,0
		пропан	28,4
		Циркулирующий бензол	21502,9
		в том числе:	
		бензол	21395,4
		этилбензол	2,1
		изопропилбензол	105,4
		Потери	614,0
		Всего	42713,2

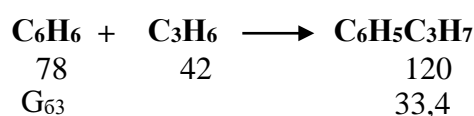
Пример 4

При алкилировании бензола пропиленом получен катализат состава, % мас.:

бензол	-35,0
изопропилбензол	-33,4
диизопропилбензолы	-22,8
триизопропилбензолы	-8,80

Рассчитать конверсию бензола, выход и селективность процесса по изопропилбензолу.

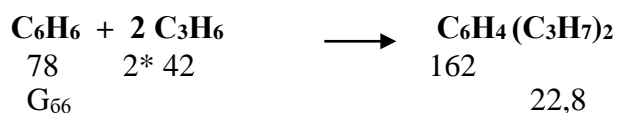
Конверсия бензола рассчитывается исходя из количества моль бензола, пошедших на образование изопропилбензола, диизопропилбензолов и триизопропилбензолов.



$$G_{63} = 78 \cdot 33,4 / 120 = 21,06 \text{ кг/100кг}$$

$$\text{Или } 21,06 / 78 = 0,27 \text{ моль бензола}$$

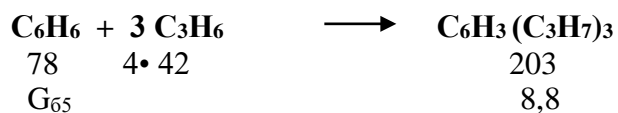
6. На образование диалкилбензолов:



$$G_{66} = 22,8 \cdot 78 / 162 = 10,98 \text{ кг/100кг}$$

$$10,98 / 78 = 0,14 \text{ моль}$$

7. На образование тетраалкилбензолов:



$$G_{65} = 8,8 \cdot 78 / 203 = 3,38 \text{ кг/100кг};$$

$$3,38 / 78 = 0,043 \text{ моль}$$

Всего израсходовано бензола $21,06 + 10,98 + 3,38 = 35,42 \text{ кг}$

Всего пропущено бензола $35,42 + 35 = 70,42 \text{ кг}$

- Конверсия бензола составляет:

$$K = \frac{70,42 - 35,0}{70,42} \cdot 100 = \frac{35,42 \cdot 100}{70,42} = 50,3 \%$$

- Выход изопропилбензола на пропущенный бензол:

Пропущенный бензол	C_6H_6	Полученный изопропилбензол
70,42 кг		33,4 кг

$$\text{Выход ИПБ} = 33,4 * 100 / 70,42 = 47,3 \%$$

- Селективность по изопропилбензолу в расчете на бензол составляет (% мол.):

$$p_{\text{бенз.}} = \frac{35,42}{78} = 0,4541 \text{ моль}$$

$$n_{\text{ИПБ}} = 33,4 / 120 = 0,278 \text{ моль}$$

$$S_{\text{ИПБ}} = \frac{0,278 * 100}{0,4541} = 61,2 \%$$

Примеры расчетов процесса пиролиза Пример 1

Составить материальный баланс установки пиролиз бензина производительностью 600 тыс. т/год товарного этилена. Пиролиз образующегося этана проводят в отдельной печи.

Исходные данные:

Число часов работы в году	7920
Суммарные потери этилена на всех стадиях производства, %	4,0
Глубина отбора этилена от потенциального содержания на стадии газоразделения, %	98,0

Решение

Производительность по этилену с учетом потерь:

$$G_{э1}^r = G_{э}^r (1 + П) = 600\ 000 (1 + 0,04) = 624\ 000 \text{ т/год.}$$

Производительность с учетом глубины отбора этилена от потенциального содержания:

$$G_{э2}^r = G_{э1}^r / ГО = 624\ 000 / 0,98 = 636\ 480 \text{ т/год.}$$

Часовой расход этилена

$$G_{э} = G_{э2}^r * 1000 / Z = 636\ 480 * 1000 / 7920 = 80\ 364 \text{ кг/ч.}$$

Конверсия этана:

$$K = 1 - X_{эТ2} = 1 - 0,372 = 0,628$$

Часовой расход бензина:

$$G_{б} = G_{э} / [X_{э1} + (X_{эТ} / K_{эТ}) X_{э2}] = 80364 / [0,275 + 0,041 / 0,628] = 0,476 \\ = 262540 \text{ кг/ч.}$$

<i>Выход бензина</i>	<i>продуктов пиролиза</i>	<i>% (масс.):</i>
	H ₂	0,85
	CH ₄	15,8
	CO+CO ₂ +H ₂ S	0,1
	C ₂ H ₂	0,4
	C ₂ H ₄	27,5
	C ₂ H ₆	4,1
	C ₃ H ₄	0,3
	C ₃ H ₆	13,0
	C ₃ H ₈	0,55
	C ₄ H ₆	4,2
	C ₄ H ₈	3,1
	C ₄ H ₁₀	0,4
	жидкие продукты C ₅ —200 °С	23,2
	тяжелая смола (выше 200°С)	6,4
	кокс	0,1

<i>Выход продуктов пиролиза</i>	<i>этана</i>	<i>% (масс.):</i>
	H ₂	3,5
	CH ₄	5,0
	CO + CO ₂	0,5
	C ₂ H ₂	0,5
	C ₂ H ₆	37,2
	C ₂ H ₄	47,6
	C ₄ H ₆	1,2
	C ₄ H ₈	0,3
	C ₄ H ₁₀	0,1
	C ₅ и выше	3,1

Часовая загрузка этановой печи:

$$G = G_6 X_{\text{эт}} / K_{\text{эт}} = 262\,540 \cdot 0,041 / 0,628 = 17\,140 \text{ кг/ч.}$$

Разлагается этана:

$$G_{\text{эт}}^{\text{разл}} = G_{\text{эт}} K_{\text{эт}} = 17\,140 \cdot 0,628 = 10\,764 \text{ кг/ч.}$$

Рециркулирующее количество этана:

$$G_{\text{эт}}^{\text{рец}} = 17\,140 - 10\,764 = 6\,376 \text{ кг/ч.}$$

Составляем материальный баланс разложения, рассчитывая сначала количества продуктов бензина и этана отдельно, а затем суммируя их (табл. 1). Затем по полученным данным определяем выход продуктов реакции в расчете на смесь этана и бензина и в расчете на бензин.

Таблица 1- Материальный баланс разложения

Компонент	Бензин		Этан		Всего		Выход в расчете на бензин
	Кг/час	% масс	Кг/час	<i>бензин</i> % масс	Кг/час	% масс	
ВЗЯТО							
Сырье	262540,0	93,9	17140,0	6,1	279680,0	100,0	
ПОЛУЧЕНО							
H ₂	2231,6	0,85	599,9	3,5	2831,9	1,0	1,1
CH ₄	41481,3	15,80	857,0	5,0	42338,3	15,2	16,1
CO+CO ₂ +H ₂ S	262,5	0,1	85,7	0,5	348,2	0,1	0,1
C ₂ H ₂	1050,2	0,4	85,7	0,5	1135,9	0,4	0,4
C ₂ H ₄	72198,5	27,5	8158,7	47,6	80357,22	28,7	30,6
C ₂ H ₆	10764,1	4,1	6376,1	37,2	17146,2	6,1	—
C ₃ H ₄	787,6	0,3	50,0	0,0	787,6	0,3	0,3
C ₃ H ₆	34130,2	13,0	154,3	0,9	34284,5	12,3	13,1
C ₃ H ₈	1444,0	0,55	17,1	0,1	1461,1	0,5	0,6
C ₄ H ₆	11026,7	4,2	205,7	1,2	11232,4	4,0	4,3
C ₄ H ₈	8138,7	3,1	51,4	0,3	8190,1	2,9	3,1
C ₄ H ₁₀	1050,2	0,4	17,1	0,1	1067,3	0,4	0,4
C ₅ —200°C	60909,3	23,2	531,3	3,1	61440,6	22,0	23,4
Тяжелая смола	16802,6	6,4	0,0	0,0	16802,6	6,0	6,4
Кокс	262,5	0,1	0,0	0,0	262,5	0,1	0,1
Итого	262540,0	100,0	17140,0	100,0	279680,0	100	100

Пример 2

Составить материальный баланс установки пиролиза бензина производительностью 600 тыс. т / год товарного этилена, но с учетом рециркуляции пропана. Взять за основу данные задачи 1. Рассчитать загрузку по бензину, этану и пропану.

Дополнительные данные:

Состав продуктов пиролиза пропана	% (масс.):
H ₂	1,2
CO+CO ₂	0,5
CH ₄	24,6
C ₂ H ₄	36,2
C ₂ H ₆	6,5
C ₂ H ₂	0,3
C ₃ H ₆	14,2
C ₃ H ₈	8,1
C ₄ H ₆	1,3
C ₄ H ₈	0,4
C ₄ H ₁₀	0,1
C ₅ и выше	6,6

Решение:

Количество этилена:

$$G_{\text{Э}} = G_{\text{б}}X_{\text{Э1}} + G_{\text{Э1}}X_{\text{Э2}} + G_{\text{пр}}X_{\text{Э3}} \quad (1)$$

$G_{\text{пр}}$ — количество пропана, поступающего в печь, кг/ч;
 $X_{\text{Э1}}$ — выход этилена при пиролизе пропана, масс, доли.

Количество этана, образующегося из бензина и пропана:

$$G_{\text{ЭТ1,3}} = G_{\text{б}}X_{\text{ЭТ1}} + G_{\text{пр}}X_{\text{ЭТ3}} \quad (2)$$

где $X_{\text{ЭТ3}}$ — выход этана при пиролизе пропана, масс. доли.

Количество пропана, образующегося из бензина (выход пропана из этана пренебрежимо мал, 0,1 %):

$$G_{\text{пр}} = G_{\text{б}}X_{\text{пр}} \quad (3)$$

Загрузка печи этаном и пропаном:

$$G_{\text{ЭТ}} = (G_{\text{б}}X_{\text{ЭТ1}} + G_{\text{пр}}X_{\text{ЭТ3}}) / K_{\text{ЭТ}}, \quad (4)$$

$$G_{\text{пр}} = G_{\text{б}}X_{\text{пр}} / K_{\text{пр}} \quad (5)$$

где $K_{\text{пр}}$ — конверсия пропана.

Подставляем уравнение 5 в уравнение 4:

$$G_{ЭТ} = \frac{(G_6 X_{ЭТ1} + (G_6 X_{пр} X_{ЭТ3}) / K_{пр}}{K_{ЭТ}} \quad (6)$$

Количество этилена:

$$G_Э = G_6 X_{Э1} + \frac{(G_6 X_{ЭТ1} K_{пр} + G_6 X_{пр} X_{ЭТ3})}{K_{ЭТ} K_{пр}} X_{Э2} + \frac{G_6 X_{пр}}{K_{пр}} X_{ЭТ3} \quad (7)$$

или

$$G_Э = G_6 X_{Э1} + \frac{(X_{ЭТ1} K_{пр} + X_{пр} X_{ЭТ3})}{K_{ЭТ} K_{пр}} X_{Э2} + \frac{X_{пр}}{K_{пр}} X_{ЭТ3}$$

Отсюда

$$G_6 = G_Э / X_{Э1} + \frac{(X_{ЭТ1} K_{пр} + X_{пр} X_{ЭТ3})}{K_{ЭТ} K_{пр}} X_{Э2} + \frac{X_{пр}}{K_{пр}} X_{ЭТ3}$$

Конверсия пропана:

$$K = (100 - 8,10)/100 = 0,919$$

Загрузка бензиновых печей:

$$G_6 = 80364 / \left[0,275 + \frac{0,041 \cdot 0,919 + 0,0055 \cdot 0,081}{0,628 \cdot 0,919} \right] 476 + \frac{0,0055}{0,919} + 0,362 = 260\,443 \text{ кг/ч}$$

Выход этилена:

$$X_Э = G_Э \cdot 100 / G_6 = 80364 \cdot 100 / 260443 = 30,9\% \text{ (мас.)}$$

Загрузка этановой печи:

$$G_{ЭТ} = (260\,443 \cdot 0,041 + \frac{0,0055 \cdot 0,081}{0,919}) / 0,628 = 17204,7 \text{ кг/ч}$$

Загрузка по пропану:

$$G_{пр} = 260\,443 \cdot 0,0055 = 1432 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс составляется аналогично задаче 1.

Полученные результаты сводятся в таблицу сводного материального баланса (как в примере 1, табл. 1.).

Задачи для самостоятельного решения по процессам окисления, гидратации, окислительного аммонолиза (7 семестр)

1. Производительность одной технологической линии производства фенола и ацетона кумольным методом составляет 930 кг фенола в час. Окисление изопропилбензола проводят в окислительной колонне кислородом воздуха. Из колонны отходят абгазы в количестве 1566 м³/ч; объёмная доля изопропилбензола в них равна 8,7 %. Определить степень конверсии изопропилбензола на стадии его окисления, если селективность по фенолу в расчёте на гидропероксид изопропилбензола равна 94 %, количество жидкого изопропилбензола в реакционной массе в 2,7 раза больше, чем количество гидропероксида изопропилбензола, а выход его в расчёте на превращённый изопропилбензол составляет 86,6 %.
2. Терефталевую кислоту получают жидкофазным окислением п-ксилола на установке производительностью 360 т/сут по терефталевой кислоте. В реактор поступает п-ксилол в мольном соотношении с уксусной кислотой 1:1,77. Определить объёмный расход смеси (плотность 1035 кг/м³) на входе в реактор, если количество поступающего катализатора (с промотором) равно 0,9 % от массового расхода п-ксилола, степень конверсии п-ксилола 95 %, а селективность по терефталевой кислоте 94 %.
3. Часовая производительность адиабатического реактора окислительного дегидрирования метанола равна 3500 кг формалина, массовая доля формальдегида в котором равна 37,5 %. В реактор поступает метанола-воздушная смесь (мольное соотношение метанола и кислорода равно 1:0,3) с объёмной скоростью 24 000 ч⁻¹. Определить объём контактной массы «серебро на пемзе» в реакторе, если степень конверсии метанола в формальдегид равна 76,2 %.
4. На установку одностадийного окисления этилена до ацетальдегида поступает в час 14 700 м³ этилено-кислородной смеси с мольным соотношением этилен: кислород равной 3 : 1. Выделяющуюся теплоту (218,3 кДж/моль) отводят за счёт испарения воды из реакционной массы (теплота испарения 2218 кДж/кг). Определить удельный расход воды, испаряющейся из реакционной массы (в расчёте на образующийся ацетальдегид), если степень конверсии этилена равна 42,6 %, а селективность процесса 94,7 %.
5. В изотермический реактор с целью окисления циклогексана поступает 3000 м³ воздуха в час. За время реакции (0,5 ч) степень конверсии циклогексана за один проход через реактор достигает 9,8 %, а селективность по циклогексанону 33,5 %. В реактор поступают циклогексан в мольном соотношении с кислородом воздуха, равном 24 : 1, и водный конденсат (плотность 972 кг/м³) в количестве 51,2 % от производительности реактора по циклогексанону. Определить рабочую вместимость реактора, если плотность жидкого циклогексана равна 670 кг/м³.
6. Малеиновый ангидрид получают окислением бензола в трубчатом изотермическом реакторе. В реакторе 4198 труб (диаметр 30,25 мм, длина трубы 3 м), они на 60 % по объёму заполнены катализатором, производительность 1 м³ которого равна 120 кг maleinového ангидрида в час. Определить объёмный расход воздуха на входе в реактор, если мольное соотношение кислород бензол равно 20 : 1, степень конверсии бензола 95 %, селективность по maleinovому ангидриду 70 %.
7. Фталевый ангидрид получают окислением нафталина в реакторе с псевдооживленным слоем катализатора производительностью по фталевому ангидриду 985 кг/ч. В реактор поступает нафталино-воздушная смесь, массовая доля нафталина в которой равна 6,3 %. Определить внутренний диаметр реактора, если выход фталевых ангидрида по нафталину равен 85,2 %, рабочая скорость контактных газов в сечении реактора 0,4 м/с, а их плотность в рабочих условиях составляет 1,38 кг/м³.
8. Этиленоксид получают прямым каталитическим окислением этилена в трубчатом реакторе с числом труб 3055; длина трубы 6 м. В трубах с внутренним диаметром 24 мм размещён катализатор, производительность 1 м³ которого равна 90 кг этиленоксида в час. Определить объёмный расход газо-воздушной смеси на входе, объёмная доля этилена в которой равна 4,4

%, если степень конверсии этилена 38 %, селективность по этиленоксиду 65 %, коэффициент заполнения труб катализатором 0,8.

9. Эпоксидирование пропилена до пропиленоксида проводят в каскаде реакторов с мешалками. В первый по ходу сырья реактор поступает этилбензол, в котором массовая доля гидропероксида этилбензола равна 25 %. В результате эпоксидирования пропилена и последующей дегидратации метилфенилкарбинола образуется 9800 кг стирола в час. Определить количество стирола, если селективность по стиrolу в расчёте на этилбензол равна 90 %, степень конверсии этилбензола 30 %, выход пропиленоксида по гидропероксиду этилбензола равен 73 %.

10. Определить расходные нормы сырья (раствор паранитротолуол-орто-сульфоукислоты (ПНТСК), раствор гидроксида натрия, вода, воздух) для производства динатриевой соли 4,4'-динитробензил-2,2'-дисульфокислота (ДНС-кислоты) (1 т (100 %)) окислением ПНТСК кислородом воздуха в присутствии гидроксида натрия (водный раствор 45 % масс.). Выход по ПНТСК 68 %. Степени конверсии ПНТСК, 4,4'-нитрозонитроди-бензил-2,2'-дисульфонатдинатрия и динатриевой соли 4,4'-динитроди-бензил-2,2'-дисульфокислоты принять равными 100 %.

Исходный водный раствор ПНТСК:

– ПНТСК – 32,6 % масс.;

– H_2SO_4 – 14 % масс.

Для разбавления исходного раствора ПНТСК в реактор-окислитель дополнительно подают воду: 13,636 кг на каждый кг ПНТСК (100 %). В окислитель подают также водный раствор мыла (10 % масс.) – 0,16 кг в пересчёте на 100 % массу; 0,8 л трибутилфосфата (плотность – 2,2 кг/дм³) – пеногаситель; водный раствор сульфата марганца (96 % масс.) – 2,3 кг в пересчёте на 100 % массу.

Среда щелочная (1...2 % (масс.) NaOH).

11. В окислительную колонну для получения гидропероксида изопропилбензола поступает в час 7500 кг изопропилбензольной шихты, массовая доля гидропероксида изопропилбензола в которой равна 3,8 % (остальное – изопропилбензол). Из нижней части колонны непрерывно выводят в час 6940 кг реакционной жидкости, массовая доля изопропилбензола в которой равна 70,5 %. Из верхней части колонны выходят отходящие газы в количестве 1680 м³/ч; объёмная доля изопропилбензола в них равна 9 %. Определить количество гидропероксида изопропилбензола в реакционной жидкости, если селективность его в расчёте на изопропилбензол равна 86,5 %.

12. Производительность окислительной колонны изопропилбензола составляет 2000 кг гидропероксида изопропилбензола в час. В процессе окисления часть изопропилбензола (10 % от его массового расхода на входе в колонну) переходит в газовую фазу (отходящие газы), что составляет 28 % от общего количества этих газов. Отходящие газы для их охлаждения и конденсации паров изопропилбензола поступают в конденсатор, площадь поверхности теплообмена которого равна 200 м², и там охлаждаются на 90 К. Определить средний температурный напор в конденсаторе, если теплота конденсации паров изопропилбензола равна 331,2 кДж/кг, теплоёмкость отходящих газов 1,25 кДж/(кг·К), коэффициент теплопередачи 12 Вт/(м²·К), а степень конверсии изопропилбензола в гидропероксид 22 %.

13. В реактор-разлагатель с целью получения фенола и ацетона подают в час 6000 кг гидропероксида изопропилбензола. Тепловой режим реактора поддерживают за счёт циркуляции реакционной массы через внешний теплообменник. Скорость реакционной массы в сечении реактора 0,03 м/с, массовая доля фенола в ней 2,3 % плотность 926 кг/м³. Определить рабочую вместимость реактора, если его высота равна 5,85 м, а селективность по фенолу составляет 93,8 %.

14. Каталитическое окисление этилена в этиленоксид проводят при 280 °С и 1,6 МПа в реакторе, производительность которого равна 700 кг этиленоксида в час. Число труб, заполненных катализатором, 3055; внутренний диаметр трубы 24 мм. На окисление поступают воздух и этилен в мольном соотношении 24 : 1; в этих условиях суммарная

- степень конверсии этилена в этиленоксид составляет 27,2 %. Определить линейную скорость газо-воздушной смеси в сечении трубного пространства реактора.
15. Производительность трубчатого реактора для каталитического окисления этилена составляет 670 кг этиленоксида в час. На окисление поступает газовая смесь, в которой объёмная доля этилена 28 %, а диоксида углерода 5 %.
- Часть реакционного газа (2/3) после реактора поступает на абсорбцию диоксида углерода водным раствором карбоната калия. Определить массовый расход карбоната калия, если степень конверсии этилена за один проход равна 11 %, а селективность 75 %.
16. Пропиленоксид получают на установке «Халкон» в каскаде реакторов вместимостью по 10 м³. В реактор, первой ступени поступают этилбензол, массовая доля гидропероксида этилбензола в котором равна 25 %, и пропилен. При массовом соотношении пропилен : гидропероксид этилбензола, равном 1,16 : 1, плотность смеси (этилбензол + гидропероксид этилбензола + пропилен) равна 834 кг/м³. Определить массовую производительность установки по пропиленоксиду, если селективность по пропиленоксиду в расчёте на пропилен 57 %, время реакции 0,6 ч, коэффициент заполнения реактора 0,86.
17. Окислительное дегидрирование метанола до формальдегида проводят в реакторе, внутренний диаметр которого 1,8 м, а высота слоя катализатора («серебро на пемзе») 85 мм. Спирто-воздушная смесь в мольном соотношении метанола и кислорода, равном 1 : 0,28, поступает с объёмной скоростью 24 000 ч⁻¹. Определить суточную производительность реактора по формалину, массовая доля формальдегида в котором 37 %, если степень конверсии метанола в формальдегид равна 73 %.
18. Окисление метанола до формальдегида проводят на железо-молибденовом катализаторе в комбинированном реакторе, состоящем из последовательно расположенных трубной части и адиабатической секции. Производительность реактора 1388 кг формальдегида в час, степень конверсии метанола 99,7 %, селективность по формальдегиду 96,5 %. Определить число труб внутренним диаметром 26 мм и длиной 0,9 м, если объёмная скорость газовой смеси в трубной части реактора равна 9200 ч⁻¹, а объёмная доля метанола в такой смеси 6,5 %.
19. Ацетальдегид получают одностадийным жидкофазным окислением этилена в барботажном реакторе производительностью 8750 кг ацетальдегида в час. Определить объёмное соотношение этилен : кислород в смеси на входе в реактор, если степень конверсии этилена за один проход через реактор равна 40,6 %, селективность по ацетальдегиду в расчёте на этилен 95 %, а в расчёте на кислород 92,5 %.
20. Ацетальдегид получают одностадийным жидкофазным окислением этилена в барботажном реакторе, объём реакционной массы в котором 45 м³, а производительность 1 м³ реакционного объёма равна 190 кг ацетальдегида в час. Выделяющуюся теплоту (218 кДж/моль) снимают за счёт испарения воды из реакционной массы. Пары воды охлаждаются и конденсируются в холодильнике-конденсаторе, тепловая нагрузка которого на 7 % выше теплоты, затрачиваемой на испарение воды. Определить массовый расход охлаждающей воды в холодильнике-конденсаторе, если её удельная теплоёмкость равна 4,19 кДж/(кг·К), а температура повышается на 65 К.
21. Ацетальдегид получают двухстадийным жидкофазным окислением этилена в барботажном реакторе, заполненном кислотоупорной насадкой с удельной поверхностью 87,5 м²/м³. В регенератор поступает в час 31 500 м³ воздуха, что в 7 раз больше объёмного расхода этилена, поступающего в реактор на окисление. Определить объём насадки в реакторе, если при 100 %-ной степени конверсии этилена селективность по ацетальдегиду составляет 95 %, а съём ацетальдегида с 1 м² поверхности насадки равен 2,2 кг/ч.
22. Уксусную кислоту получают совместно с уксусным ангидридом жидкофазным окислением ацетальдегида. В реактор, в котором высота жидкой реакционной массы 5,5 м, поступает в час 38 000 м³ альдегидо-воздушной смеси с объёмной долей ацетальдегида 25,8 %. Определить внутренний диаметр реактора, если съём смеси целевых продуктов с 1 м³ реакционного объёма равен 49 кг/ч, степень конверсии ацетальдегида за один проход 13,6 %, а селективность по смеси целевых продуктов 94,8 %.

23. Уксусную кислоту получают совместно с уксусным ангидридом жидкофазным окислением ацетальдегида в реакторе производительностью по смеси целевых продуктов 3400 кг/ч. В реактор при 40 °С и 0,15 МПа поступает парогазовая смесь с объёмной долей ацетальдегида 19,2 %. Определить диаметр патрубка штуцера для входа паро-газовой смеси, если суммарная степень конверсии ацетальдегида в смесь целевых продуктов равна 13 %, а рабочая скорость в сечении патрубка штуцера составляет 14,5 м/с
24. Циклогексанон получают окислением циклогексана в изотермическом реакторе производительностью 1725 кг циклогексанона в час. В реактор поступает водный конденсат, расход которого равен 3,1 % от расхода циклогексана на входе в реактор. За время реакции (0,5 ч) степень конверсии циклогексана за один проход достигает 11 %, а селективность по циклогексанону 34 %. Определить внутренний диаметр реактора, если уровень жидкой реакционной массы в нём 8,83 м, а объём, занимаемый змеевиками, 3,5 м³. Плотность циклогексана и водного конденсата соответственно 673 и 978 кг/м³.
25. Производительность изотермического реактора для окисления циклогексана составляет 3000 кг смеси циклогексанона и циклогексанола в час (массовое соотношение 1,4 : 1). На окисление поступает циклогексан с объёмной скоростью 2,1 ч⁻¹ (плотность жидкости 704 кг/м³), и в этих условиях степень его конверсии равна 10,4 %, а селективность по циклогексанону 32,5 %. Определить наружный диаметр труб змеевиков, встроенных в реактор, если их объём составляет 11,6 % от рабочей вместимости аппарата, а площадь поверхности теплообмена равна 244 м².
26. Производительность изотермического реактора равна 1800 кг циклогексанона в час. Выделяющуюся теплоту (8370 кДж на 1 кг превращенного циклогексана) снимают за счёт преобразования части водного конденсата (10 % от его массового расхода), циркулирующего в 14 змеевиках реактора, в водяной пар давлением 0,4 МПа (теплота парообразования 2141 кДж/кг). Определить линейную скорость конденсата в трубах змеевиков, если их диаметр равен 57х3,5 мм, а селективность по циклогексанону 32,8 %. Плотность водного конденсата 923 кг/м³.
27. Теревталевую кислоту получают жидкофазным окислением п-ксилола в реакторе производительностью по теревталевой кислоте 303 т/сут. В реактор поступают компоненты в массовом соотношении п-ксилол : уксусная кислота : катализатор, равном 7:1:0,8. В процессе окисления степень конверсии п-ксилола в теревталевую кислоту достигает 93,1 % при объёмной скорости подачи смеси на входе в реактор 0,5 ч⁻¹ (плотность смеси 907 кг/м³). Определить внутренний, диаметр реактора, если его полезная высота 12 м.
28. В реактор для жидкофазного окисления поступает 9670 кг п-ксилола в час. Часть выделяющейся теплоты (12 % от выделившейся в результате реакции) отводят за счёт циркуляции 80 м³ реакционной смеси (плотность 1035 кг/м³) в час. Процесс проводят при 130 °С; в этих условиях степень конверсии п-ксилола в теревталевую кислоту равна 92 %. Определить начальную температуру циркулирующей смеси, если в процессе окисления на 1 кг образующейся теревталевой кислоты выделяется 12 470 кДж теплоты, а удельная теплоёмкость циркулирующей смеси равна 2,65 кДж/(кг·К).
29. Малеиновый ангидрид получают окислением бензола в реакторе с числом труб 12 961 (длина труб 3 м, диаметр 25 мм, коэффициент заполнения катализатором 0,65). В реактор поступает бензоло-воздушная смесь (мольное соотношение кислорода и бензола равны 13,1 : 1) с объёмной скоростью 1500 ч⁻¹. В этих условиях степень конверсии бензола составляет 95 %. Определить селективность по maleиновому ангидриду, если производительность 1 м³ катализатора по maleиновому ангидриду равна 65 кг/ч.
30. Производительность установки окисления бензола по maleиновому ангидриду равна 1200 кг/ч. В ходе процесса расход кислорода на образование побочных продуктов составляет 620 м³ на каждую тонну maleинового ангидрида при степени конверсии бензола 94 % и селективности по целевому продукту 69,8 %. Определить массовое соотношение воздух : бензол на входе в реактор, если с продуктами реакции уносится 3600 м³ непрореагировавшего кислорода (на 1 т образующегося maleинового ангидрида).

31. Окисление бензола до малеинового ангидрида проводят в трубчатом реакторе, где 25 % выделяющейся теплоты снимают за счёт испарения водного конденсата в охлаждающем тепловом элементе, имеющем площадь поверхности теплообмена 14 м². Бензоло-воздушная смесь (массовое соотношение бензол : воздух; 1 : 30) поступает с объёмной скоростью 2200 ч⁻¹; при этом степень конверсии бензола равна 95 %. Определить объём катализатора в трубах реактора, если тепловой эффект процесса равен 22600 кДж на 1 кг превращённого бензола, коэффициент теплопередачи 190 Вт/(м²·К), а средний температурный напор составляет 210 К.

32. Малеиновый ангидрид получают окислением н-бутенов в реакторе с псевдооживленным слоем катализатора. Часть выделяющейся теплоты (90 %) снимают за счёт преобразования водного конденсата (во встроенных в реактор змеевиках) в водяной пар с давлением 10 МПа и теплотой парообразования 2724,4 кДж/кг. Определить объёмную долю бутенов в поступающей бутено-воздушной смеси, если выход малеинового ангидрида по н-бутенам равен 56 %, а по кислороду 38 %. Тепловой эффект процесса 14860 кДж на 1 кг малеинового ангидрида, количество образующегося водяного пара 446 т/сут.

33. Фталевый ангидрид получают окислением нафталина в трубчатом реакторе (длина труб 3 м, диаметр 30,25 мм) производительностью 540 кг/ч по фталевому ангидриду. В реактор поступает нафталино-воздушная смесь (массовое соотношение нафталин : воздух = 30 : 1) с объёмной скоростью 1240 ч⁻¹. Определить число труб в реакторе, если выход фталевого ангидрида равен 88 % в расчёте на нафталин.

34. Фталевый ангидрид получают окислением нафталина в реакторе с псевдооживленным слоем катализатора. Внутренний диаметр реактора 4 м, высота слоя катализатора в стационарном состоянии 1 м. В реактор с объёмной скоростью 560 ч⁻¹ поступает нафталино-воздушная смесь, объёмная доля нафталина в которой равна 1,5 %. Катализаторную пыль улавливают из реакционных газов в фильтрах, нагрузка на 1 м² поверхности которых составляет 36 м³ реакционных газов в час. Определить площадь фильтрующей поверхности, если на 1 т фталевого ангидрида образуется в час 12 000 м³ реакционных газов, а выход фталевого ангидрида равен 85 % по нафталину.

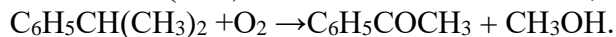
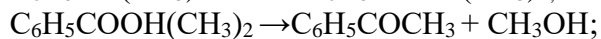
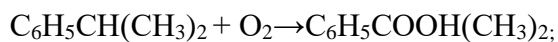
35. В трубчатый реактор с целью окисления о-ксилола до фталевого ангидрида поступает ксилоло-воздушная смесь из расчёта 23,5 м³ на 1 кг о-ксилола. Газообразные продукты реакции (мольная теплоёмкость 32,75 Дж/(моль·К)), объёмная доля кислорода 18 %, охлаждаются в теплообменнике на 180 К поступающей в реактор паро-воздушной смесью. Определить суточную производительность реактора по фталевому ангидриду, если степень конверсии кислорода воздуха равна 15,5 %, селективность по фталевому ангидриду 77,5 %, тепловая нагрузка теплообменника для охлаждения продуктов реакции 8800 кВт.

36. Процессы окисления этилена. Режимы, продукты, принципиальные типы и конструкции реакторов. Катализаторы процессов окисления этилена.

37. Приведите примеры основных типов промышленных реакций окисления олефинов, основные режимы их осуществления. Охарактеризуйте продукты, их назначение. Катализаторы процессов.

38. Окисление алкилароматических соединений. Назначение продуктов. Теоретические основы: химизм, механизм, реакционная способность, катализаторы. Технологические особенности оформления реакционных устройств.

39. Составить материальный баланс реактора получения 100 кг/ч гидроперекиси кумола (ГПК) по реакциям. Конверсия кумола 0,3, селективность 0,9. Воздух подается в эквимольном количестве.



40. Составить материальный баланс процесса окисления циклогексана в циклогексанол в расчёте на 1 т товарного циклогексанола. Окисление ведут воздухом, циклогексан и кислород взяты в эквимольных количествах. Кислород полностью срабатывается.

Состав жидких продуктов реакции (% масс.):

- циклогексанол – 59,2;
- циклогексан – 29,6;
- адипиновая _____ кислота – 9,9;
- вода – 1,3.

41. На установку одностадийного окисления C_2H_4 до CH_3CHO поступает этилен – кислородная смесь с мольным соотношением $C_2H_4 : O_2 = 4 : 1$. Выделяющуюся теплоту (218 кДж/моль на образующегося ацетальдегида) отводят за счёт испарения воды из реакционной массы (теплота испарения воды 2218 кДж/кг); конверсия $C_2H_4 - X(C_2H_4) = 50 \%$; селективность $\Phi(C_2H_4) = 90 \%$. В час из реакционной массы испаряется 31,592 м³ воды. Определить объёмный расход этилен – кислородной смеси.

42. На установку одностадийного окисления C_2H_4 до CH_3CHO поступает 14 700 м³/ч этилен – кислородной смеси с мольным соотношением $C_2H_4 : O_2 = 3 : 1$. Выделяющуюся теплоту (218 кДж/моль образующегося ацетальдегида) отводят за счёт испарения водяного конденсата (теплота испарения воды 2218 кДж/кг); конверсия $C_2H_4 - X(C_2H_4) = 42,6 \%$; селективность $\Phi(C_2H_4) = 94,7 \%$. Определить количество воды.

43. Предложите методы синтеза изомерных бензолтрикарбоновых кислот.

44. Ангидрид пиромеллитовой кислоты используется при получении полимеров. Предложите несколько методов его синтеза.

45. Предложите условия для окисления метильной группы в карбоксильную в м-толуидине и о-толиламиноуксусной кислоте.

46. При окислении п-ксилола кислородом воздуха в присутствии ацетата кобальта реакция ускоряется при добавлении уксусного альдегида. Какова его роль?

47. При нагревании бензоата калия в автоклаве при 450...500 °С в присутствии иодида кадмия в атмосфере углекислого газа образуется терефталат калия. Какой ещё продукт образуется? Напишите механизм этой реакции.

48. Одним из важных методов получения терефталевой кислоты является реакция изомеризации калиевой соли фталевой кислоты в присутствии оксида углерода (IV) при высокой температуре и давлении. Предложите механизм реакции.

49. Приведите химические реакции, позволяющие различить следующие пары веществ:

- а) п-хлорбензойная кислота и бензоилхлорид;
- б) п-аминобензойная кислота и п-метоксибензамид;
- в) метилбензоат и п-метилбензойная кислота.

50. Предложите способ разделения химическими методами смеси п-толуиловой кислоты с п-толуидином, п-нитротолуолом и п-крезолом.

51. Предложите схему получения 1-нафталальдегида и п-фенилендиакриловой кислоты.

52. Расположите приведённые ниже углеводороды в порядке лёгкости окисления кислородом в присутствии катализатора: нафталин, бензол, антрацен, пентацен, фенантрен.

53. При пропускании воздуха через раствор бензола в уксусной кислоте в присутствии хлорида палладия (II) образуется фенилацетат, из которого при гидролизе выделяют фенол. Как проходит эта реакция?

54. Стирол можно получить из бензола и этилена в присутствии хлорида палладия (II) при пропускании воздуха. Часто кроме хлорида палладия (II) используют хлорид меди (II). Какова роль хлорида меди(II)?

55. Как получить фенол из циклогексилбензола? Напишите уравнения реакций и предложите условия для их проведения.

56. Какое строение имеют гидропероксиды, получающиеся при аутоокислении декалина и тетралина?

57. Ацетофенон и метилфенилметанол являются исходными веществами для промышленного синтеза стирола. Предложите способ их получения из этилбензола.

58. 2-Нафтол и его производные, не содержащие заместителей в положении 1, при действии раствора хлорида железа (III) количественно превращаются в производные 2,2'-дигидрокси-1,1'-бинафтила. Предложите механизм этой реакции.
59. 1-Этоксинафталин в растворе нитробензола при комнатной температуре гладко превращается в 4,4'-диэтокси-1,1'-бинафтил. Объясните механизм образования этого продукта.
60. При окислении бензола воздухом в присутствии оксидов ванадия и молибдена до малеинового ангидрида в качестве побочного продукта выделен 1,4-бензохинон. Можно ли из него получить малеиновый ангидрид?
61. Какие образуются фталевые кислоты при окислении 1-нитронафталина, 2-нафтиламина, 1-нафтола, 7-гидрокси-1,3-нафталиндисульфокислоты?
62. Почему окисление 2-метилнафталина кислородом воздуха в присутствии катализатора приводит к 2-нафталинкарбоновой кислоте, а хромовой смесью к 2-метил-1,4-нафтохинону?
63. Диангидрид 1,4,5,8-нафталинтетракарбоновой кислоты используется в синтезе красителей и полимеров. Предложите условия его получения из аценафтена.
64. Предложите метод синтеза 1,2-антрахинондикарбоновой кислоты, 1,2,3,4-антрахинонтетракарбоновой кислоты.
65. При сульфировании 1,2-бензантрахинона образуются моносulfокислоты, содержащие sulfогруппу в конденсированном бензольном кольце. Каким образом можно это доказать экспериментально?
66. При окислении фенантрена в щелочной среде получается главным образом 9-флуоренон. Объясните, как могло образоваться это вещество.
67. Предложите способы синтеза пиридин-2,3-дикарбоновой кислоты и 2-фенилимидазол-4,5-дикарбоновой кислоты.
68. Предложите несколько технических способов производства бензойной кислоты.
69. Каким путём удобнее получать о-нитробензальдегид? Какой способ Вы рекомендовали бы для промышленного использования?
70. Как из толуола можно получить а) м-хлорбензойную кислоту; б) коричную кислоту; в) 2-фенилбензимидазол; г) бензиловый эфир бензойной кислоты; д) 2-(п-аминофенил)бензотиазол; е) флороглюцин.
71. Как получить следующие кислоты: а) мезитилуксусную; б) п-бром-дифенилуксусную с помощью бензилцианида; в) 2-нафтойную; г) 2-нафтилуксусную?
72. Предложите схемы получения: а) 4-трифтор-метилантраниловой кислоты; б) 2-гидрокси-3-амино-5-хлорбензойной кислоты; в) 3-иодбензойной кислоты?
73. Получите несколькими способами 4,4'-диамино-дифениламин. Какой из них следует использовать в промышленности?
74. Покажите, как из нафталина можно получить: а) 2-амино-5-нитробензойную кислоту; б) 1,2-нафтимидазол; в) 3-амино-2-нафтол; г) 6-бром-2-нафтол.
75. Напишите уравнения реакций, с помощью которых бензойную кислоту можно превратить в: а) бензиловый спирт; б) бензамид; в) бензонитрил; г) фенилбензоат; д) м-нитробензойлхлорид; е) циклогексанкарбоновую кислоту; ж) фенол; з) анилин.
76. Укажите возможные стадии и их последовательность при синтезе из толуола и других неорганических реагентов: а) фенилуксусной кислоты; б) м-хлорбензойной кислоты; в) п-хлорбензойной кислоты; г) п-хлор-фенилуксусной кислоты.
77. Предложите реакции для выявления различия в структуре следующих соединений: а) п-хлорбензойная кислота, п-хлорбензиловый спирт; б) п-нитробензойная кислота, п-нитробензиловый спирт, п-нитро-фенилбензоат; в) бензонитрил, бензамид, п-аминобензойная кислота.
78. Напишите уравнения реакций, с помощью которых можно приведённые ниже соединения превратить в бензойную кислоту: а) толуол; б) бензонитрил; в) бензотрихлорид; г) нафталин; д) ацетофенон.

79. Как из м-ксилола и метилантарной кислоты получить 1,2,7-триметил-4-метоксинафталин?
80. Предложите реагенты и условия реакции для превращения толуола в: а) фенол; б) бензальдегид; в) бензоилхлорид; г) бензотрифторид; д) бензол; е) терефталевую кислоту.
81. Получите из нафталина 1-тетралон.
82. Напишите уравнения реакций, с помощью которых можно превратить в фенол: а) этилбензол; б) изопропилбензол; в) циклогексанон; г) хлорбензол; д) бензол; е) бензонитрил.
83. Укажите с какими реагентами будет взаимодействовать бензойная кислота и напишите уравнение реакций: а) KOH; б) CaO;
84. Прямую гидратацию пропилена в изопропанол осуществляют в четырехполочном реакторе с внутренним диаметром 1600 мм. На каждой полке расположен сульфокатионитный катализатор слоем высотой 1,8 м. Вода и пропилен поступают на гидратацию в мольном соотношении 14,5 : 1, причем вода расходуется только на образование изопропанола. Определить массовую долю изопропанола в воде на выходе из реактора, если производительность 1 м³ катализатора равна 100 кг изопропанола в час, степень конверсии пропилена 75 %, а селективность по изопропанолу 96,4 %.
85. Определить производительность реактора производства изопропилового спирта с жидким катализатором (27 %-ный раствор серной кислоты), если степень конверсии 1100 кг пропилена за один проход составляет 10 %. Получаемый водный конденсат содержит 20 % изопропилового спирта.
86. Этанол получают прямой гидратацией этилена на установке суточной производительностью 260 т технического этанола, массовая доля C₂H₅OH в котором равна 92,4 %. Определить число реакторов-гидрататоров (объем катализатора в каждом 10 м³) для обеспечения этой производительности, если степень конверсии этилена за один проход через катализатор равна 4,3 %, селективность по этанолу 95 %, а объемная скорость подачи этилена составляет 2000 ч⁻¹.
87. Гидратацию пропилена проводят на твердом катализаторе. Определить количество образовавшегося спирта (в пересчете на 100 %) на 1 м³ катализатора, если при пропускании 10 моль воды и 1 моль пропилена при 240 °C и 200 атм. над катализатором получают 15 %-ный раствор изопропилового спирта.
88. Объемный расход этилена в реакторе прямой гидратации равен 30 000 м³/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 этанола 235,3 кДж/моль.
89. Изопропанол получают прямой гидратацией пропилена в реакторе полочного типа, заполненном сульфокатионитным катализатором. Из реактора непрерывно выходит в час 8500 кг воды, массовая доля изопропанола в которой составляет 15 %. Процесс проводят при мольном соотношении воды и пропилена 15 : 1, а выделяющуюся теплоту (51,5 кДж/моль) отводят за счет подачи воды между слоями катализатора. Определить долю воды для отвода теплоты (в процентах от ее общего расхода), если степень конверсии пропилена равна 76 %, а селективность процесса по изопропанолу 94 %. Вода нагревается на 50 К при ее удельной теплоемкости 4,187 кДж/(кг · К).
90. В реакторе газофазной гидратации ацетилена поступает в час 36 000 кг параоцетиленовой смеси с массовым соотношением пар : ацетилен = 6 : 1. На каждой из 10 полок реактора неравномерно размещен катализатор, производительность 1 м³ которого составляет 195 кг ацетальдегида в час при селективности 87,5 %. Определите объем катализатора на последней полке, где степень конверсии ацетилена равна 9 %, допустив, что в случае равномерного распределения катализатора на полках средняя степень конверсии ацетилена составила бы 6,7 %.

91. Акрилонитрил получают окислительным аммонолизом пропилена. Определить степень конверсии пропилена и выход продуктов, если на 1 кг пропилена получают 0,73 кг акрилонитрила, 0,09 кг ацетонитрила и 0,08 кг синильной кислоты.
92. В реакторе окислительного аммонолиза пропилена объем псевдооживленного слоя катализатора равен 25 м^3 . Производительность 1 м^3 катализатора равна 50 кг акрилонитрила в час. Степень конверсии пропилена 85 %, селективность по акрилонитрилу 80 %, объемное соотношение пропилена и аммиака 1 : 0,9. Определить массовые расходы пропилена и аммиака.
93. Производительность установки окислительного аммонолиза пропилена равна 1200 кг акрилонитрила в час. Мольное соотношение пропилена, аммиака, кислорода и воды равно 1 : 0,9 : 2 : 3. Степень конверсии пропилена 90 %, селективность по акрилонитрилу 82 %. Определить объем катализатора в реакторе, если объемная скорость подачи газовой смеси равна 550 ч^{-1} .
94. В реактор с псевдооживленным слоем катализатора, производительность 1 м^3 которого равна 50 кг акрилонитрила в час, поступает $11\,000 \text{ м}^3$ парогазовой смеси с объемной долей пропилена 12 %. Степень конверсии пропилена 88 %, селективность по акрилонитрилу 85 %. Определить время пребывания смеси в реакционной зоне.
95. В реактор поступает 6240 кг/ч n-изопропилбензольной смеси с мольным соотношением водяной пар: изопропилбензол 17,6:1, степень конверсии которого за один проход через катализатор 45%, селективность по α -метилстиролу 83%. Определить число реакторов, необходимых для обеспечения заданной производительности, если число труб в таком реакторе 26, длина трубы 3 м, внутренний диаметр 185 мм. Производительность 1 м^3 катализатора 97 кг/ч α -метилстирола.
96. Дивинилбензол получают из диэтилбензола в трубчатом изотермическом реакторе с числом труб 193 (диаметр трубы $89 \times 4,5 \text{ мм}$, длина ,5 м). Трубы заполнены катализатором, производительность которого по дивинилбензолу $110 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$. Определить нагрузку реактора по водяному пару. Мольное соотношение водяного пара и диэтилбензола на входе 13,4:1, степень конверсии диэтилбензола за один проход через реактор 42,5%, селективность по дивинилбензолу 90%.
97. Производительность реактора 315 кг/ч стирола. Состоит из 92 труб диаметром 100 мм, длиной 3 м. Определить степень конверсии этилбензола за один проход. Объемная скорость жидкого этилбензола $0,42 \text{ ч}^{-1}$, плотность 867 кг/м^3 , селективность по стиролу 85%.
98. Производительность установки по 2-этилгексанолу, получаемому из пропилена, составляет 3800 кг/ч . Селективность по n-масляному альдегиду на стадиях альдольной конденсации и гидрирования 54%. Определить расход пропилена на входе в реакторы гидроформилирования, если степень его конверсии 84%, селективность по масляным альдегидам 85,8%, массовая доля n-масляного альдегида в смеси 76%.
99. Производительность установки по 2-этилгексанолу, получаемому из пропилена, 6400 кг/ч . Стадия гидроформилирования идёт в четырёх колоннах высотой по 12 м. В них поступает жидкий пропилен (плотность 514 кг/м^3) с объемной скоростью $0,5 \text{ ч}^{-1}$ со степенью конверсии в масляные альдегиды (массовая доля изомера нормального строения 76,5%) 71%. Определить внутренний диаметр колонны, если селективность 2-этилгексанола по n-масляному альдегиду 54,6%.
100. Дифенилолпропан получают конденсацией фенола с ацетоном на установке производительностью 3750 кг дифенилолпропана в час. Сырьё поступает с мольным соотношением фенол : ацетон, равным 5:1. Определить объемный расход сырьевой смеси на входе, если плотность её 1003 кг/м^3 , степень конверсии ацетона 50%, а селективность по дифенилолпропану 90% в расчёте на ацетон.
101. Производительность установки по n-бутанолу, получаемому альдольной конденсацией ацетальдегида, составляет 90 т/сут . Водород на гидрирование кротонового альдегида поступает в мольном соотношении к кротоновому альдегиду 12:1. Определить массовый

расход ацетальдегида и объёмный расход водорода на входе. Селективность по кротоновому альдегиду 96,7% и по ацетальдегиду 85,8%.

102. Дифенилолпропан получают конденсацией фенола с ацетоном в реакторе, объём сульфокатионита в котором равен 35 м³. Жидкая сырьевая смесь поступает в реактор с объёмной скоростью 1 ч⁻¹ и массовым соотношением фенол : ацетон – 16:1. Определить производительность реактора по дифенилолпропану. Степень конверсии ацетона 49,3%, селективность по дифенилолпропану 86,8% в расчёте на ацетон, плотность сырьевой смеси 1004 кг/м³.

Примеры решения практических задач

Пример 1

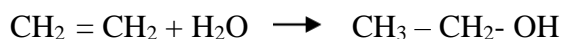
Расчет материального баланса процесса производства этилового спирта методом прямой гидратации этилена

Пример материального баланса циркуляционного процесса.

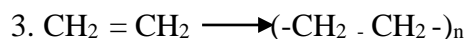
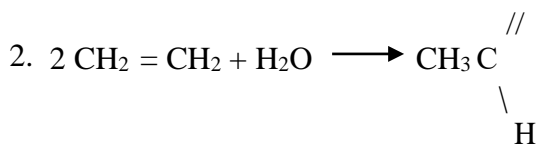
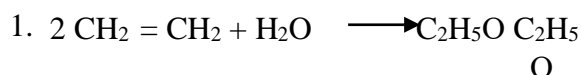
При прямой гидратации этилена на фосфорнокислотных катализаторах помимо основной реакции получения этилового спирта протекают побочные реакции, приводящие к образованию диэтилового эфира, ацетальдегида, полимеров. В готовом продукте, кроме этилового спирта, содержатся жидкие продукты, полученные по побочным реакциям и вода.

1. Химизм процесса

Основная реакция



Побочные реакция



Исходные данные

- Производительность по готовому продукту, спирту $G^1 = 1000 \text{ кг}$
 - Содержание этилового спирта в готовом продукте 90 % мас. или 0,9
 - Потери спирта в отделении ректификации, П - 1% или 0,01
 - Степень использования сырья, $X_A = 0,8$
 - Селективность превращения этилена
- | | | |
|-------------------|--------|---------|
| в спирт | - 90% | - S_B |
| в эфир | - 7,9% | - S_1 |
| в альдегид и этан | - 1,1% | - S_2 |
| в полимеры | - 1% | - S_3 |

- Состав сырья

этилена - 98% мас

этана - 2% мас.

- Превращение этилена за однократное контактирование

$$X_A = 4\%$$

2. Методические указания к расчету материального баланса

1. Количество этилового спирта, полученное в реакторе для обеспечения производительности цеха - G

. Количество этилового спирта, находящееся в целевом продукте

$$G^1 \cdot S_B = 1000 \cdot 0,9 = 900 \text{ кг}$$

. Количество этилового спирта, потерянного при ректификации

(Уходит с оставшейся водой)

$$900 \cdot 0,01 = 9 \text{ кг}$$

1.3. Количество этилового спирта, полученного в реакторе

$$900 + 9 = 909 \text{ кг}$$

Эта величина считается по формуле

$$G = (1 + \Pi) \cdot G^1$$

$$G = [(1 + 0,01) \cdot 0,90] \cdot 1000 = 909 \text{ кг}$$

2. Количество этилена, превратившееся в целевой продукт

$$F_{\text{цел.}} = \frac{M_{C_2H_4} G}{M_{C_2H_5OH}} = \frac{909 \cdot 28}{46} = 554 \text{ кг}$$

3. Этилен, вступивший во все реакции, превращенный этилен

$$F_V = \frac{F_{\text{цел.}}}{S_B} = \frac{554}{0,90} = 616 \text{ кг}$$

4. Этилен, вступивший по побочным реакциям

$$F_1 = F_V S_1 : 100 = 616 \cdot 0,79 = 49 \text{ кг}$$

$$F_2 = F_V S_2 : 100 = 616 \cdot 0,011 = 7 \text{ кг}$$

$$F_3 = F_V S_3 : 100 = 616 \cdot 0,01 = 6 \text{ кг}$$

5. Баланс по этилену превращенному

$$F_V = F_1 + F_2 + F_3 + F_{\text{цел.}}$$
$$616 = 49 + 7 + 6 + 554$$

Этот баланс сводится для самоконтроля.

6. Этилен, поступающий в реактор со свежим сырьем

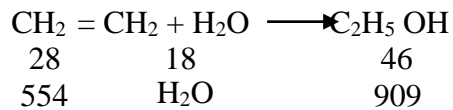
$$F_{\text{св}} = \frac{F_V}{X^I_A} = \frac{616}{0,8} = 770 \text{ кг}$$

7. Этилен, теряемый с отдувкой

$$F_{\text{от}} = F_{\text{св}} - F_V = 770 - 616 = 154 \text{ кг}$$

8. Из расчета по уравнениям реакций определяем количество воды, вступившее в реакцию, и количество побочных продуктов, получившееся в реакции. Для самоконтроля по каждой реакции сводится баланс.

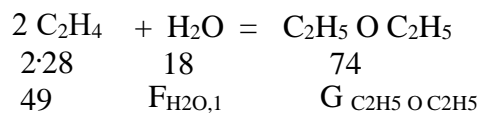
Основная реакция



По этой реакции считается количество израсходованной воды, образовавшее спирт

$$\begin{array}{l} \text{H}_2\text{O} = \frac{554 \cdot 18}{28} = 355 \text{ кг} \\ 554 + 355 = 909 \end{array}$$

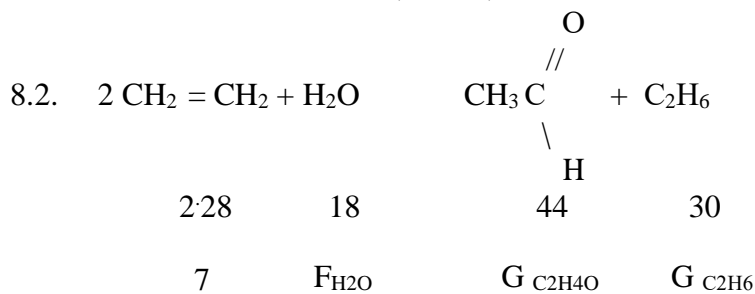
Побочные реакции



$$F_{\text{H}_2\text{O},1} = \frac{49 \cdot 18}{2 \cdot 28} = 15,8 \text{ кг}$$

$$G_{\text{C}_2\text{H}_5\text{O} \text{C}_2\text{H}_5} = \frac{49 \cdot 74}{2 \cdot 28} = 64,8 \text{ кг (G}_1)$$

$$49 + 15,8 = 64,8$$



$$G_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} = \frac{7 \cdot 44}{2 \cdot 28} = 5,5 \text{ кг}$$

$$G_{C_2H_6} = \frac{7 \cdot 44}{2 \cdot 28} = 3,8 \text{ кг/ч}$$

$$7 + 2,3 = 5,5 + 3,8$$

Количество воды, вступившее в реакцию

$$F_{H_2O\Sigma} = F_{H_2O} + F_{H_2O,1} + F_{H_2O,2} = 355 + 15,8 + 2,3 = 373,1 \text{ кг/ч}$$

8.3 Количество образовавшихся полимеров равно количеству этилена израсходованного по третьей побочной реакции - 6кг

$$G_{(C_2H_4)_n} = 6 \text{ кг}$$

9. Количество этана, поступающее со свежим сырьем

$$F_{C_2H_6} = \frac{F_{CB} \cdot 0,02}{0,98} = \frac{770 \cdot 0,02}{98} = 15,70 \text{ кг}$$

10. Количество свежей этан - этиленовой фракции, введенной в реактор

$$F_{CB} + F_{C_2H_6} = C$$

$$770 + 15,7 = 785,7 \text{ кг}$$

11. Количество и состав отдувки

В состав отдувки входит этилен ($F_{от}$), этан, введенный со свежим сырьем ($F_{C_2H_6}$) и этан, полученный в реакции ($G_{C_2H_6}$)

$$\Sigma_{от} = F_{от} + F_{C_2H_6} + G_{C_2H_6} = 154 + 15,7 + 3,8 = 173,5 \text{ кг}$$

Содержание этилена в отдуваемом газе

$$\frac{F_{от}}{\Sigma_{от}} = \frac{154}{173,5} \cdot 100 = 88,7 \%$$

Содержание этана в отдуваемом газе

$$\frac{F_{C_2H_6} + G_{C_2H_6}}{\Sigma_{от}} \cdot 100 = \frac{15,7 + 3,8}{173,5} \cdot 100 = \frac{19,5}{173,5} \cdot 100 = 11,3 \%$$

Состав спирта, получаемого в цехе представлен в таблице 2.

Таблица 2 - Состав спирта

Компонент	кг	% мас
C ₂ H ₅ OH	900,0	90,0
C ₂ H ₅ O C ₂ H ₅	64,8	6,5
CH ₃ CHO	5,5	0,5
(C ₂ H ₄) _n	6,0	0,6
H ₂ O	23,7	2,4
Итого:	1000	100

Количество воды, необходимое для образования продуктов цеха равно количеству реакционной воды и воды, находящейся в спирте как примесь

$$G_{H_2O} + 23,7 \text{ кг} = 373,1 + 23,7 = 396,8 \text{ кг}$$

Материальный баланс цеха сводится в таблицу 3.

Таблица 3 - Материальный баланс цеха производства этилового спирта

П Р И Х О Д			
№.№	Сырье	кг	%
1	C ₂ H ₄	770	98 2
2	C ₂ H ₆	15,70	
3	Вода	785,70 396,8	100
	ИТОГО:	1182,5	
Р А С Х О Д			
№.№	Сырье	кг	%
1	Спирт	900	90,0
2	Эфир	64,8	6,5
3	Полимер	6,0	0,6
4	Альдегид	5,5	0,5
5	Вода	23,7	2,4
	Спирт продукт	1000	100
6	C ₂ H ₄	154	88,8
7	C ₂ H ₆	19,5	11,2
	Отдувка газа	173,5	100
8	Потери спирта	9	
	ИТОГО:	1182,5	

2. Расчет материального баланса реактора

Для расчета материального баланса реактора необходимо учесть количество циркулирующего газа и соотношение $H_2O : C_2H_4$, поступающее в реактор.

1. Количество этилена, поступающее в реактор.

В реакторе превращается за однократное контактирование 4 % этилена (X_A), поступающего в реактор.

Количество превращенного этилена

$$F_{св} - F_{от}$$

Количество этилена, поступающего в реактор

$$\frac{F_{св} - F_{от}}{X_A} = \frac{770 - 154}{0,04} = \frac{616}{0,04} = 15400 \text{ кг}$$

2. Количество воды, поступающее в реактор

Число молей этилена, поступающее в реактор 15400

$$N_{C_2H_4} = \frac{15400}{28};$$

Число молей воды, поступающее в реактор

$$N_{H_2O} = N_{C_2H_4} \cdot 0,6$$

Количество воды

$$F_{H_2O} = \frac{15400 \cdot 0,6 \cdot 18}{28} = 5940 \text{ кг}$$

3. Состав этан – этиленовой фракции

Этилен, поступающий в реактор.

В реактор поступает свежий этилен в количестве 770 кг вместе с этаном 15,7 кг и циркуляционный газ.

С циркуляционным газом этилена поступает

$$F_{C_2H_4 \text{ вх.}} - F_{C_2H_4 \text{ св.}} = 15400 - 770 = 14630 \text{ кг}$$

Состав циркуляционного газа равен составу отдуваемого газа.

Количество циркуляционного газа равно 16490 кг

$$F_y = \frac{F_{C_2H_4 \text{ вх.}} - F_{C_2H_4 \text{ св.}}}{0,887} = \frac{14630}{0,887} = 16490 \text{ кг}$$

С циркуляционным газом поступает этан и количество его равно

$$F_{ц \text{ } C_2H_6} = 16490 \cdot 0,113 = 1860 \text{ кг}$$

Состав этан - этиленовой фракции на входе в реактор считается по данной таблице 4.

Таблица 4 - Количество и состав этан – этиленовой фракции, поступающей в реактор

Наименование продукта	Свежая, кг	Циркуляционная, кг	Итого, кг	% мас
C ₂ H ₄	770	14630	15400	89,14
C ₂ H ₆	15,7	1860	1875,7	10,86
Бутан-бутиленовая фракция	785,7	16490	17275,7	100,0

4. Количество продуктов, выводимое из реактора.

Количество эфира, полимеров, альдегида, дано в расходной части материального баланса цеха.

№	Наименование продукта	кг/ч
1	Эфир	64,8
2	Полимер	6,0
3	Альдегид	5,5

Количество спирта равно его количеству, получаемому в процессе, т.е. содержащемуся в продукте и потерям – 909 кг/ч

Количество выведенной воды равно воде введенной за вычетом воды, вступившей в реакцию.

$$F_{H_2O \text{ вывед.}} = F_{H_2O} - F_{H_2O}$$

$$F_{H_2O} = 5940 \text{ кг}$$

$$F_{H_2O \Sigma} = F_{H_2O} + F_{H_2O,1} + F_{H_2O,2} = 355 + 15,8 + 2,3 = 373,1 \text{ кг/ч}$$

$$F_{H_2O \Sigma} = 5940 - 373,1 = 5566,9 \text{ кг/ч}$$

Количество этилена, выходящего из реактора, равно количеству введенного за вычетом этилена, вступившего в реакцию.

$$G_{C_2H_4} = 15400 \text{ кг/ч}$$

$$G_{C_2H_4, \text{ реакц.}} = 616 \text{ кг/ч}$$

$$G_{C_2H_4, \text{ всего}} = 15400 - 616 = 14784 \text{ кг/ч}$$

Количество этана равно количеству введенного в реактор, плюс количество полученного в реакции.

$$G_{C_2H_6, \text{ введ}} = 1875,6 \text{ кг/ч}$$

$$G_{C_2H_6, \text{ реак}} = 3,8 \text{ кг/ч}$$

$$G_{C_2H_6, \text{ всего}} = 1875,7 + 3,8 = 1879,5 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс реактора сводится в таблицу 5.

После сведения материального баланса реактора в массовых единицах рассчитываются все величины для полного заполнения таблицы материального баланса. Для проверки правильности расчета по данным таблицы материального баланса цеха считается конверсия

сырья, селективности его превращения по всем направлениям и сверяется по данным задания.

Таблица 5 - Материальный баланс реактора

П Р И Х О Д								
№ №	М	Сырье	кг	кмоль	Н м ³	% мас	% мол	% об
1		C ₂ H ₄	15400					
2		C ₂ H ₆	1875,7					
3		Вода	5940					
Итого			23215,7			100	100	100
Р А С Х О Д								
1		C ₂ H ₅ OH	909					
2		(C ₂ H ₅) ₂ O	64,8					
3		$\begin{array}{c} \text{O} \\ // \\ \text{CH}_3\text{C} \\ \backslash \\ \text{H} \end{array}$	5,5					
4		(C ₂ H ₄) _n	6,0					
5		H ₂ O	5566,9					
6		C ₂ H ₄	14784					
7		C ₂ H ₆	1879,5					
Итого			23215,7					

ПРИМЕР 2

Рассчитать расход реагентов, загрузку реактора и количество получаемых продуктов при прямой гидратации этилена.

1. Исходные данные

Производительность установки по этиловому спирту 12000 кг/ч

Распределение этилена на образование продуктов (селективность), % мас.

Этилового спирта $C_1 = 95,5$; - S_B

Диэтилового эфира $C_2 = 2,0$; - S_1

Ацетальдегида $C_3 = 1,5$; - S_2

Полимеров $C_4 = 1,0$ - S_3

Мольное соотношение H₂O : C₂H₄ = 0,7:1

Конверсия этилена, % мас 4,5

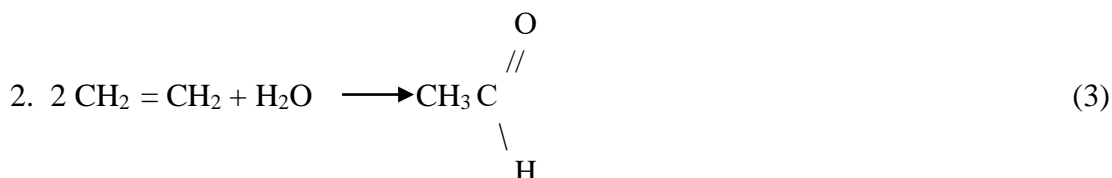
2. Методические указания к решению примера 2

Химизм процесса реакции такой же, как в примере 1. Основная реакция - это реакция образования этилового спирта. Побочные реакции – это образование диэтилового эфира, ацетальдегида, полимеров

Основная реакция



Побочные реакция



Расход этилена на реакцию рассчитывается исходя из заданного распределения этилена на образование продуктов реакции (селективности) и стехиометрических уравнений реакции.

Общий расход этилена (кг/ч):

$$A = G_c M_3 \cdot 100 / (M_c S_B) = G_c \cdot 28 \cdot 100 / 46 S_B$$

где M_3, M_c – молекулярные массы этилена и спирта соответственно.

Из этого количества расходуется (кг/ч):

- на образование этилового спирта ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$)

$$A_1 = A \cdot S_B / 100$$

- на образование диэтилового эфира ($(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$)

$$A_2 = A \cdot S_1 / 100$$

- на образование ацетальдегида и этана (CH_3CHO и C_2H_6)

$$A_3 = A \cdot S_2 / 100$$

- на образование полимеров

$$A_4 = A \cdot S_3 / 100$$

Количество этилового спирта (G_c , кг/ч) задано в условиях задачи 2 (Производительность установки по этиловому спирту).

Количество побочных продуктов (в кг/ч) рассчитываем на основе уравнений реакций образования побочных реакций:

- диэтилового эфира

$$G_{\text{эф}} = A_2 M_{\text{эф}} / (2 M_3) = A_2 \cdot 74 / (2 \cdot 28) = 1,32 A_2$$

- ацетальдегида

$$G_a = A_3 M_{\text{эф}} / (2 M_3) = A_3 \cdot 44 / (2 \cdot 28) = 0,786 A_3$$

- этана

$$G_3 = A_3 M_{эТ} / (2 M_э) = A_3 \cdot 30 / (2 \cdot 28) = 0,535 A_3$$

Рассчитываем количество полимеров, условно предполагая, что полимеры состоят только из углерода и водорода:

$$G_{п} = A_4$$

Расход воды на реакцию рассчитываем исходя из того, что в реакциях (1) - (3) вода расходуется в количестве 1 моль на 1 моль продукта. Суммарный расход воды (кг/ч):

$$G_B = (G_c/46 + G_{эф}/74 + G_a/44) \cdot 18$$

Загрузка реактора в расчете на 100 %-ный этилен (кг/ч):

$$G_3^3 = A \cdot 100/K$$

Количество водяного пара, подаваемого в гидратор:

$$N_{в.п.} = n_{в.п.} G_3^3 / M_э = n_{в.п.} G_3^3 / 28 \text{ кмоль/ч,}$$

$$G_{в.п.} = N_{в.п.} \cdot 18, \text{ кг/ч}$$

3. Расчет материального баланса процесса прямой гидратации этилена

Общий расход этилена (кг/ч):

$$A = G_c \cdot 28 \cdot 100 / 46 S_B = 12000 \cdot 28 \cdot 100 / 46 \cdot 95,5 = 7648,5 \text{ кг/ч}$$

Где 28,46 – молекулярные массы этилена и спирта соответственно.

Из этого количества расходуется (кг/ч):

- на образование этилового спирта (C_2H_5OH)

$$A_1 = A \cdot S_B / 100 = 7648,5 \cdot 95,5 / 100 = 7304,3 \text{ кг/ч}$$

- на образование диэтилового эфира ($(C_2H_5)_2O$)

$$A_2 = A \cdot S_1 / 100 = 7648,5 \cdot 2 / 100 = 153 \text{ кг/ч}$$

- на образование ацетальдегида и этана (CH_3CHO и C_2H_6)

$$A_3 = A \cdot S_2 / 100 = 7648,5 \cdot 1,5 / 100 = 114,7 \text{ кг/ч}$$

- на образование полимеров

$$A_4 = A \cdot S_3 / 100 = 7648,5 \cdot 1,0 / 100 = 765 \text{ кг/ч}$$

Количество продуктов реакции:

- спирта

$$G_c = 12000 \text{ кг/ч}$$

- диэтилового эфира

$$G_{эф} = 1,32 A_2 = 1,32 \cdot 153 = 202 \text{ кг/ч}$$

- ацетальдегида

$$G_a = 0,786 \cdot A_3 = 0,786 \cdot 114,7 = 90,2 \text{ кг/ч}$$

- этана

$$G_э = 0,535 A_3 = 0,535 \cdot 114,7 = 61,4 \text{ кг/ч}$$

- полимеров

$$G_{п} = A_4 = 76,5 \text{ кг/ч}$$

Расход воды на реакцию:

$$G_{в} = (G_c/46 + G_{эф}/74 + G_a/44) \cdot 18 = (12000/46 + 202/74 + 90,2/44) = 4781,7 \text{ кг/ч}$$

Загрузка реактора в расчете на 100 % - ный этилен (кг/ч):

$$G_э^3 = A \cdot 100/K = 7648,5 \cdot 100/4,5 = 169966,6 \text{ кг/ч}$$

Количество водяного пара, подаваемого в гидратор:

$$N_{в.п.} = n_{в.п.} G_э^3 / 28 \text{ кмоль/ч} = 0,7 \cdot 169966,6 = 4249,2 \text{ кмоль/ч}$$

$$G_{в.п.} = N_{в.п.} \cdot 18 = 4249,2 \cdot 18 = 76\,485 \text{ кг/ч}$$

Темы рефератов (6 семестр)

- 1.Радикально-цепное хлорирование. Теоретические основы процесса. Технология жидкофазного хлорирования. Технология газофазного хлорирования.
- 2.Ионно-каталитическое галогенирование. Присоединение галогенов по С=C-связям.
- 3.Хлоргидринирование. Гидрогалогенирование по С=C-связи. Гидрохлорирование по С≡С-связи. Хлорирование ароматических соединений в ядро. Галогенирование кислород- и азотсодержащих соединений.
- 4.Сочетание процессов хлорирования. Процессы расщепления и их сочетание с процессами хлорирования. Окислительное хлорирование и сочетание его с гидрированием.
5. Процессы фторирования. Фторирование фтором и высшими фторидами металлов. Фторирование фторидом водорода и его солями. Фреоны (хладоны). Фторорганические мономеры.
6. Гидролиз и щелочное дегидрохлорирование хлорпроизводных. Теоретические основы процессов.
7. Производство хлоролефинов и α-оксидов щелочным дегидрохлорированием
8. Производство спиртов и фенолов щелочным гидролизом.
9. Гидратация и дегидратация. Теоретические основы процессов. Гидратация олефинов и ацетилена. Дегидратация.
10. Этерификация. Теоретические основы процесса. Технология синтеза эфиров карбоновых кислот. Получение эфиров из хлорангидридов. Карбонаты и эфиры кислот фосфора
11. радикально-цепное окисление. Теоретические основы процесса.
12. Окисление углеводородов в гидропероксиды. Окисление парафинов.
- 13.Окисление нафтенон и их производных.
- 14.Окисление метилбензолов в ароматические кислоты
- 15.Окисление ненасыщенных альдегидов и спиртов.

16. Гетерогенно-каталитическое окисление углеводородов и их производных. Теоретические основы процесса.
17. Окисление олефинов по насыщенному атому углерода.
18. Окислительный аммонолиз углеводородов.
19. Синтез фталевого, малеинового и других циклических ангидридов.
20. Производство этиленоксида.
21. Окисление олефинов в присутствии металлокомплексных катализаторов.
22. Эпоксидирование ненасыщенных соединений.

Темы рефератов (7 семестр)

23. Окисление и окислительное сочетание олефинов при катализе комплексами металлов.
24. Процессы дегидрирования и гидрирования. Классификация и теоретические основы процессов дегидрирования и гидрирования. Химия и технология процессов дегидрирования.
25. Дегидрирование и окисление спиртов.
26. Дегидрирование алкилароматических соединений. Производство стирола и его гомологов
27. Дегидрирование парафинов и олефинов. Производство бутадиена и изопрена.
28. Гидрирование углеводородов. Гидрирование кислородсодержащих соединений. Гидрирование азотсодержащих соединений.
29. Технология жидкофазного гидрирования. Технология газофазного гидрирования.
30. Синтезы на основе оксида углерода.
31. Синтезы из оксида углерода и водорода.
32. Синтез углеводородов из CO и H₂
33. Синтез спиртов из CO и H₂. Получение метанола
34. Процесс оксосинтеза. Химия и научные основы процесса.
35. Технология и продукты оксосинтеза.
36. Синтез карбоновых кислот и их производных на основе оксида углерода
37. Процессы конденсации по карбонильной группе.
38. Конденсация альдегидов и кетонов с ароматическими соединениями
39. Конденсация альдегидов и кетонов с азотсодержащими основаниями. Получение капролактама.
40. Реакции типа альдольной конденсации.
41. Продукты, получаемые реакциями альдольной конденсации.
42. Технология процессов альдольной конденсации.

Перечень методического обеспечения для самостоятельной работы студентов

1. Дьячкова Т. П., Орехов В. С., Субочева М. Ю., Воякина Н. В. Химическая технология органических веществ: Учебное пособие. - Тамбов: Издательство ТГТУ, 2007. Имеется в Интернете.
2. В.С. Орехов, Т.П. Дьячкова, М.Ю. Субочева, М.А. Колмакова. Технология органических полупродуктов : учебное пособие - Тамбов : Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 140 с.
3. М.Ю. Субочева, А.П. Ликсутина, М.А. Колмакова, А.А. Дегтярев Химическая технология органических веществ : учебное пособие. – Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2009. – Ч. 3. – 80 с.
4. В.С. Орехов, М.Ю. Субочева, А.А. Дегтярёв, Д.Н. Труфанов. Химическая технология органических веществ: учебное пособи. – Тамбов: Изд-во ГОУ ВПО ТГТУ, 2010. – Ч. 4. – 80 с.
5. Лебедев Н.Н. Химия и технология ООС и НХС. -М.: Химия, 1988.
6. Паушкин Я.М., Адельсон С.В., Вишняков Т.П. Технология НХС. -М.: Химия, ч.1. 1973, ч.2., 1975.

7. Белов П.С., Вишнякова Т.П., Паушкин Я.М. Практикум по нефтехимическому синтезу. - М.: Химия, 1987.

б) программное и коммуникационное обеспечение самостоятельной работы

1. Электронный конспект лекций.

2. Учебно-методическое обеспечение для выполнения самостоятельных и практических работ:

1. Методические указания к определению тепловых свойств углеводородов. Расчет теплоемкости индивидуальных углеводородов, нефтепродуктов и продуктов нефтехимического синтеза. / Ахмадова Х.Х., Махмудова Л.Ш., Хадисова Ж.Т., Мусаева М.А., Такаева М.А. / Грозный -2010. - С.77.

2. Методические указания к расчетной работе. Определение плотности индивидуальных углеводородов, нефтепродуктов и продуктов нефтехимического синтеза. / М.А. Мусаева, З.А. Абдулмежидова/ Грозный -2010. - С.19.

3. Методические указания к расчетной работе. Расчет молекулярной массы индивидуальных углеводородов, жидких и газообразных нефтепродуктов. / Ахмадова Х.Х., Идрисова Э.У./ Грозный -2010. - С.17.

4. Методические указания к расчетной работе. Определение параметров состояния газового потока / Ахмадова Х.Х., Идрисова Э.У./ Грозный -2010. - С.11.

5. Методические указания к расчетной работе. Примеры расчета материального баланса процесса дегидрирования низших парафинов / Ахмадова Х.Х., Хадисова Ж.Т./ Грозный - 2010. - С.14.

6. Методические указания к расчетной работе. Расчет материального баланса процесса получения ацетальдегида окислением этилена. Ахмадова Х.Х., Махмудова Л.Ш./ Грозный - 2010. - С.22.

7. Методические рекомендации для курсовых и дипломных проектов. Серноокислотное алкилирование изобутана бутиленами. / Х.Х. Ахмадова, М.Х. Магомадова, М.Д. Ибрагимова. Грозный -2011. - С.62.

8. Методические указания к лабораторной работе. Получение изопропилового (втор-бутилового) спирта серноокислотной гидратацией олефинов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный- 2010. – С.12.

9. Методические указания к лабораторной работе. Алкилирование бензола тетрамерами пропилена / Х.Х. Ахмадова, Ж.Т.Хадисова. Грозный -2008. - С.20.

10. Методические указания к лабораторной работе. Получение алкилсульфатов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2008. - С.20.

11. Методические указания к лабораторной работе. Сульфохлорирование парафинов и получение алкилсульфатов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2008. - С.16.

12. Методические указания к лабораторной работе. Получение алкилсульфоната сульфюокислением нормальных парафиновых углеводородов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2008. - С.20.

13. Методические указания к лабораторной работе. Получение изопрена каталитическим дегидрированием изопентанов / Х.Х. Ахмадова, Э.У. Идрисова. Грозный -2010. – С.12.

14. Методические указания к лабораторной работе. Получение а-метилстирола дегидрированием изопропилбензола. / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2010. – С.14.

15. Методические указания к лабораторной работе. Получение трет-бутилметилового эфира из метанола и трет-бутилового спирта. / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2010. – С.10.

16. Методические указания к лабораторной работе. Получение сульфонола из изододецилбензола / Х.Х. Ахмадова, Б.В. Мусаева, Ж.Т. Хадисова. Грозный -2007. – С.14.

Темы курсовых проектов (6 семестр)

1. Получение этилена из этана.
2. Пиролиз этановой фракции.
3. Процесс пиролиза этановой фракции с получением водяного пара в аппарате закалочного охлаждения.
4. Проект установки получения этилена пиролизом бензиновой фракции с установки АВТ.
5. Получение тетрахлорметана и тетрахлорэтилена
6. Получение 1,2 дихлорэтана оксихлорированием этилена.
7. Получение этилбензола на хлористом алюминии.
8. Получение этилбензола на фторсодержащем катализаторе.
9. Получение этиленоксида эпоксицированием этилена.
10. Получение ацетальдегида окислением этилена.
10. Получение формалина окислительным дегидрированием метанола.
11. Получение стирола из этилбензола.
12. Получение циклогексана.
13. Получение метанола на низкотемпературном катализаторе.
14. Получение уксусной кислоты.
15. Получение синтетических моющих веществ на основе додецилбензола.
16. Проект установки по производству цеолита типа NaY – активного компонента катализатора крекинга.
17. Проект установки получения изобутилена на алюмохромовом катализаторе.
18. Проект установки производства метил-трет-бутилового эфира – высокооктанового компонента бензина.
19. Проект установки получения этилбензола на цеолитсодержащем катализаторе
20. Проект установки получения этилового спирта гидратацией этилена на кислотном катализаторе.

Темы курсовых проектов (7 семестр)

21. Проект установки синтеза синтетических моющих веществ-алкиларилсульфонатов.
22. Проект установки производства этилового спирта с подпиткой катализатора фосфорной кислотой.
23. Проект установки производства этилбензола алкилированием бензола этиленом.
24. Проект установки получения этилового спирта гидратацией этилена на цеолитсодержащих катализаторах.
25. Проект установки производства метанола - альтернативного моторного топлива.
26. Проект установки получения фенола и ацетона кумольным методом.
27. Проект установки производства изопропилбензола алкилированием бензола пропиленом.
28. Проект установки производства метил-трет-бутилового эфира.
29. Пиролиз тяжелого нефтяного сырья и гидрогенизационные методы его подготовки.
30. Реконструкция установки термокрекинга тяжелого нефтяного сырья под процесс висбрекинга.
31. Проект установки получения этилового спирта методом прямой гидратации этилена на кислотном катализаторе.
32. Проект установки производства изопропилбензола алкилированием бензола пропиленом на цеолитсодержащих катализаторах.
33. Проект установки получения высокооктановой добавки к моторным топливам из бутан-бутиленовой фракции каталитического крекинга.
34. Пиролиз углеводородного сырья в присутствии катализаторов.
35. Проект установки получения этилового спирта с усовершенствованной технологией утилизации тепла.
36. Проект установки синтеза синтетических моющих веществ сульфированием додецилбензола.

37. Проект установки алкилирования бензола этиленом на цеолитсодержащих катализаторах.
38. Проект установки алкилирования бензола этиленом на хлористом алюминии.
39. Проект установки получения изопрена дегидрированием изоамиленовой фракции.
40. Проект установки получения тетрахлорметана и тетрахлоэтилена.
41. Проект установки получения кислородсодержащей добавки к моторным топливам МТБЭ

Учебно-методическое обеспечение для выполнения курсовых проектов:

1. Методические указания к определению тепловых свойств углеводородов. Расчет теплоемкости индивидуальных углеводородов, нефтепродуктов и продуктов нефтехимического синтеза. / Ахмадова Х.Х., Махмудова Л.Ш., Хадисова Ж.Т., Мусаева М.А., Такаева М.А. /Грозный -2010. - С.77.
2. Методические указания к расчетной работе. Определение плотности индивидуальных углеводородов, нефтепродуктов и продуктов нефтехимического синтеза. /М.А. Мусаева, З.А. Абдулмежидова/ Грозный -2010. - С.19.
3. Методические указания к расчетной работе. Расчет молекулярной массы индивидуальных углеводородов, жидких и газообразных нефтепродуктов. / Ахмадова Х.Х., Идрисова Э.У./Грозный -2010. - С.17.
4. Методические указания к расчетной работе. Определение параметров состояния газового потока / Ахмадова Х.Х., Идрисова Э.У./ Грозный -2010. - С.11.
5. Методические указания к расчетной работе. Примеры расчета материального баланса процесса дегидрирования низших парафинов / Ахмадова Х.Х., Хадисова Ж.Т./ Грозный - 2010. - С.14.
6. Методические указания к расчетной работе. Расчет материального баланса процесса получения ацетальдегида окислением этилена. Ахмадова Х.Х., Махмудова Л.Ш./ Грозный - 2010. - С.22.
7. Методические рекомендации для курсовых и дипломных проектов. Сернокислотное алкилирование изобутана бутиленами. / Х.Х. Ахмадова, М.Х. Магомадова, М.Д. Ибрагимова. Грозный -2011. - С.62.
8. Дьячкова Т. П., Орехов В. С., Субочева М. Ю., Воякина Н. В. Химическая технология органических веществ: Учебное пособие. - Тамбов: Издательство ТГТУ, 2007. Имеется в Интернете.
9. В.С. Орехов, Т.П. Дьячкова, М.Ю. Субочева, М.А. Колмакова. Технология органических полупродуктов: учебное пособие - Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 140 с.
10. М.Ю. Субочева, А.П. Ликсутина, М.А. Колмакова, А.А. Дегтярев Химическая технология органических веществ: учебное пособие. – Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2009. – Ч. 3. – 80 с.
11. В.С. Орехов, М.Ю. Субочева, А.А. Дегтярёв, Д.Н. Труфанов. Химическая технология органических веществ: учебное пособи. – Тамбов: Изд-во ГОУ ВПО ТГТУ, 2010. – Ч. 4. – 80 с.
12. Лебедев Н.Н. Химия и технология ООС и НХС. -М.: Химия, 1988.
13. Паушкин Я.М., Адельсон С.В., Вишняков Т.П. Технология НХС.-М.: Химия, ч.1., 1973, ч.2., 1975.
14. Белов П.С., Вишнякова Т.П., Паушкин Я.М. Практикум по нефтехимическому синтезу.- М.: Химия, 1987.
16. Гутник С.П., Сосонко В.Е., Гутман В.Д. Расчеты по технологии органического синтеза. - М. : Химия, 1988. -272 с.

7. Фонды оценочных средств

Вопросы к первой рубежной аттестации (6 семестр)

1. Основные источники сырья для нефтехимического синтеза.
2. Промышленность нефтехимического и органического синтеза. Основные процессы и продукты нефтехимического синтеза.
3. Требования, предъявляемые к углеводородному сырью для нефтехимического синтеза.
4. Дать определение органическому синтезу.
5. Особенности органического синтеза.
6. Что означает термин «основной» органический синтез.
7. Дать определение нефтехимическому синтезу.
8. Назовите основные группы исходных веществ, используемых в нефтехимическом и органическом синтезе. Дать их характеристику.
9. Главная задача органического и нефтехимического синтеза.
10. Сырье нефтехимического синтеза, основные группы углеводородов, используемых в качестве сырья для НХС. И ОС. Основные источники сырья для органического синтеза.
11. Природный газ, газовый бензин, газы нефтеперерабатывающих заводов как источник сырья для нефтехимического синтеза.
11. Какую роль в нефтехимических процессах имеет подбор сырья.
12. Какие углеводороды используют для нефтехимического синтеза.
13. Назовите основные источники сырья для нефтехимического синтеза. Назовите альтернативные источники сырья для нефтехимического синтеза.
14. Что представляет из себя попутный нефтяной газ.
15. Сепарация нефти от попутного газа. В каких аппаратах попутный газ отделяют от нефти.
16. Какой операции подвергают нефть для более полного извлечения углеводородных газов.
17. Где происходит переработка газов с извлечением из него жидких углеводородов и разделения на фракции. Как называется операция разделения газа на фракции.
18. Из каких углеводородов состоит попутный нефтяной газ. Что такое газовый фактор.
19. Чему равен средний газовый фактор нефтяных месторождений СССР. Чему равен газовый фактор при добыче нефти 300 млн. т. в год.
20. Что представляет из себя природный газ.
21. Каким методом выделяют из попутного нефтяного газа низкомолекулярные газообразные углеводороды C_1-C_4 .
22. Характеристика парафиновых углеводородов. Их физические и химические свойства.
23. Основные синтезы на основе парафиновых углеводородов.
24. Основные методы получения парафиновых углеводородов.
25. Основные способы выделения n-парафиновых углеводородов.
26. Основные направления переработки насыщенных углеводородов.
27. Конденсационно-ректификационный способ (или способ низкотемпературной ректификации) выделения парафиновых углеводородов.
28. Абсорбционно-ректификационный способ разделения попутного газа.
29. Насыщенные углеводороды $C_{10}-C_{20}$ (мягкие парафины). Насыщенные углеводороды $C_{20}-C_{40}$ (твердые углеводороды). Способы выделения и применение.
30. Из каких фракций выделяют низкокипящие жидкие парафины C_5-C_7 .
31. Из каких фракций получают насыщенные углеводороды $C_{10}-C_{20}$.
32. Характеристика парафиновых углеводородов. Основные физические и химические свойства. Реакции на основе парафиновых углеводородов.
32. Какие парафины называются мягкими и где они применяются. Их основные свойства.

- 33.22. Какими методами получают насыщенные парафины C_{20} - C_{40} и из каких фракций.
34. Какие парафины называются твердыми и каким методом и из каких фракций они получают.
35. Как называются парафины, выделенные из масел при их депарафинизации.
36. Какие нежелательные углеводороды содержатся в жидких и твердых парафинах.
37. Какой новый метод выделения парафинов используется в последнее время.
38. Основные синтезы на основе парафиновых углеводородов.
39. Методы выделения парафиновых углеводородов. Дать их характеристику.
22. Природный и попутный газ как сырье нефтехимического синтеза и источник парафиновых углеводородов. Насыщенные углеводороды C_{20} - C_{40} .
23. Низшие и высшие олефины. Их свойства, методы получения.
24. Основные процессы производства низших олефиновых углеводородов. Термический крекинг парафина. Каталитический крекинг. Выделение и концентрирование олефинов.
25. Синтезы на основе олефинов
26. Химизм и механизм процесса пиролиза. Методы осуществления процесса пиролиза.
27. Факторы, влияющие на процесс пиролиза. Продукты процесса. Их применение.
28. Сырье процесса пиролиза. Блок – схема производства этилена из бензина.
29. Технологическое оформление процесса пиролиза.
30. Конструкция трубчатой печи пиролиза.
31. Технологическая схема процесса пиролиза бензина и первичного разделения продуктов процесса.
32. Химизм и механизм процесса пиролиза. Факторы, влияющие на процесс. Продукты процесса.
33. Основные источники сырья для нефтехимического синтеза.
34. Производство низших олефинов. Методы осуществления процесса пиролиза.
35. Химизм и механизм процесса пиролиза. Блочная схема пиролиза. Применение низших олефиновых углеводородов.
36. Схема производства этилена из бензина.
37. Способы проведения процесса пиролиза и сравнение различных методов осуществления процесса пиролиза. Особенности проведения процесса пиролиза.
38. Основные методы производства высших олефиновых углеводородов.
39. Какой процесс является источником низших олефинов. Основные представители низших олефинов.
40. Характеристика олефиновых углеводородов. Физические и химические свойства.
41. Основные реакции превращения олефиновых углеводородов.
- 42.. Какие углеводороды являются побочными продуктами процесса пиролиза.
- 43.. Назначение процесса пиролиза.
- 44.. Сырье процесса пиролиза.
45. Какой процесс является базовым процессом нефтехимии, а какой нефтепереработки. Дать их характеристику.
46. Характеристика газа пиролиза.
47. Что представляют из себя жидкие продукты процесса пиролиза.
48. Основной состав смолы пиролиза и какие ценные углеводороды из нее получают.
49. Какие примеси содержат продукты пиролиза, особенно получаемые при высоких температурах.
50. При каких условиях возможно разделение газов пиролиза.
51. Какие стадии включает процесс целевого производства этилена и других низших олефинов.
52. Назовите основные блоки блочной схемы пиролиза. Привести блочную схему процесса пиролиза.
53. На каком блоке процесса пиролиза отделяются легкая и тяжелая смола от газа пиролиза.

54. На какой стадии очищают газ пиролиза от сероводорода и диоксида углерода.
55. Какой процесс следует за осушкой газа пиролиза.
56. Каким методом ЭЭФ подвергается очистке от ацетилена.
57. Применение пропилена.
58. Применение этилена.
59. Краткая история становления процесса пиролиза.
60. Основные методы осуществления процесса пиролиза.
61. Основные синтезы на основе олефиновых углеводородов.
62. Основные процессы получения олефиновых углеводородов, их краткая характеристика.

Вопросы ко второй рубежной аттестации (6 семестр)

1. Ароматические углеводороды. Процесс получения ароматических углеводородов.
2. Характеристика фракций ароматических углеводородов.
3. Способы получения ароматических углеводородов.
4. Деалкилирование алкилароматических углеводородов.
5. Деалкилирование толуола.
6. Стадии термического, или гомогенного, гидродеалкилирования (радикально-цепной механизм).
7. Деалкилирование толуола конверсией водяным паром.
8. Деалкилирование алкилнафталинов.
9. Каталитическое диспропорционирование алкилароматических углеводородов.
10. Дегидроциклизация.
11. Получение ароматических углеводородов изомеризацией.
12. Продукты пиролиза как источник ароматических углеводородов.
13. Синтезы на основе ароматических углеводородов.
14. Процесс получения ароматических углеводородов.
15. Теоретические основы и технология процессов каталитического риформинга.
16. Химизм процесса.
17. Катализаторы риформинга.
18. Бифункциональные катализаторы.
19. Кислотная функция в промышленных катализаторах риформинга.
20. Роль платины на катализаторе риформинга.
21. Металлы, используемые для промотирования катализатора риформинга.
22. Полиметаллические кластерные катализаторы риформинга.
23. Биметаллические катализаторы риформинга.
24. Характеристика отечественных промышленных катализаторов риформинга.
25. Преимущества полиметаллических катализаторов.
26. Промышленные установки каталитического риформинга.
27. Установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора.
28. Принципиальная технологическая схема установки платформинга.
29. Радиальные реакторы.
30. Установки каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора.
31. Производство ацетилена.
32. Получение ацетилена карбидным методом.
33. Получение ацетилена из углеводородного сырья.
34. Пиролиз с целью получения ацетилена. Его разновидности.
35. Окислительный пиролиз.
36. Пиролиз в струе низкотемпературной плазмы.
37. Производство кислородсодержащих продуктов на основе оксида углерода и водорода.

38. Синтезы на основе оксида углерода и водорода.
39. Схема и условия синтезов на основе CO и H₂.
40. Производство синтез-газа.
41. Каталитическая конверсия углеводородного сырья водяным паром при высоких температурах.
42. Катализатор конверсии метана. Реактора конверсии метана водяным паром.
43. Классификации реакций алкилирования по строению алкильной группы.
44. Алкилирующие агенты и катализаторы.
45. Алкилирование. Виды алкилирования. Катализаторы. Схема. Режимы.
46. Алкилирование бензола пропиленом на AlCl₃
47. Алкилирование бензола олефинами на BF₃.
48. Алкилирование бензола олефинами на цеолитсодержащих катализаторах.
49. Химизм процесса.
50. Процесс дегидрирования n-бутана. Двухстадийное дегидрирование n-бутана. Основные стадии процесса.
51. Дегидрирование n-бутана в n-бутены. Катализатор процесса.
52. Особенности процесса.
53. Технологическая схема процесса дегидрирования n-бутана.
54. Дегидрирование n-бутана в псевдооживленном слое катализатора. Описание технологической схемы.
55. Режим в реакторе дегидрирования.
56. Реактор и регенераторы процесса дегидрирования n-бутана.
57. Преимущества реактора с псевдооживленным слоем.
58. Блочная схема процесса дегидрирования n-бутана.
59. Галогенирование. Общие сведения.
60. Синтетические моющие вещества. Классификация. Общие сведения.
61. Полимеры. Общие сведения.

Вопросы к экзамену (6 семестр)

1. Промышленность нефтехимического и органического синтеза. Основные процессы и продукты нефтехимического синтеза. Главная задача органического и нефтехимического синтеза. Особенности органического синтеза. «Основной» органический синтез.
2. Нефтехимический синтез. Основные источники сырья для нефтехимического синтеза. Требования, предъявляемые к углеводородному сырью для нефтехимического синтеза.
3. Основные группы исходных веществ, используемых в качестве сырья нефтехимического и органического синтеза. Дать их характеристику.
4. Сырье нефтехимического синтеза, основные группы углеводородов, используемых в качестве сырья для НХС и ОС. Основные источники сырья для органического синтеза.
5. Природный газ, газовый бензин, газы нефтеперерабатывающих заводов как источник сырья для нефтехимического синтеза.
6. Основные источники сырья для нефтехимического синтеза. Альтернативные источники сырья для нефтехимического синтеза.
7. Попутный нефтяной газ. Сепарация нефти с отделением попутного газа. Аппараты для отделения попутного газа от нефти. Схем подготовки и стабилизации нефти на промыслах.
8. Природный газ в качестве сырья для НХС и ОС. Методы выделения из попутного нефтяного газа низкомолекулярных газообразных углеводородов C₁-C₄.
9. Характеристика парафиновых углеводородов. Их физические и химические свойства. Основные методы получения парафиновых углеводородов
10. Основные синтезы на основе парафиновых углеводородов. Основные способы выделения n-парафиновых углеводородов из смеси углеводородов.

11. Основные направления переработки насыщенных углеводородов.
12. Конденсационно-ректификационный способ (или способ низкотемпературной ректификации) выделения парафиновых углеводородов.
13. Абсорбционно-ректификационный способ разделения попутного газа.
14. Насыщенные углеводороды C_{10} - C_{20} (мягкие парафины). Насыщенные углеводороды C_{20} – C_{40} (твердые углеводороды). Способы выделения и применение.
15. Выделение низкокипящих жидких парафинов C_5 - C_7 . (Из каких фракций выделяют жидкие парафиновые углеводороды C_5 - C_7).
16. Характеристика парафиновых углеводородов. Основные физические и химические свойства. Реакции на основе парафиновых углеводородов. Из каких фракций получают насыщенные углеводороды C_{10} - C_{20} .
17. Характеристика парафиновых углеводородов. Основные физические и химические свойства. Реакции на основе парафиновых углеводородов. Из каких фракций выделяют жидкие парафиновые углеводороды C_5 - C_7 .
18. Какие парафины называются мягкими и где они применяются. Их основные свойства. Из каких фракций выделяют жидкие парафиновые углеводороды C_5 - C_7 .
19. Какими методами получают насыщенные парафины C_{20} - C_{40} и из каких фракций.
20. Какие парафины называются твердыми и каким методом и из каких фракций они получают. Как называются парафины, выделенные из масел при их депарафинизации. Какие нежелательные углеводороды содержатся в жидких и твердых парафинах.
21. Новый метод выделения парафинов, используемый в последнее время. Основные синтезы на основе парафиновых углеводородов.
22. Методы выделения парафиновых углеводородов. Дать их характеристику.
23. Природный и попутный газ как сырье нефтехимического синтеза и источник парафиновых углеводородов. Насыщенные углеводороды C_{20} - C_{40} .
24. Низшие и высшие олефины. Их свойства, методы получения. Синтезы на основе олефинов.
25. Основные процессы производства низших олефиновых углеводородов. Термический крекинг парафина. Каталитический крекинг. Выделение и концентрирование олефинов.
25. Синтезы на основе олефинов. Химизм и механизм процесса пиролиза. Методы осуществления процесса пиролиза.
26. Факторы, влияющие на процесс пиролиза. Продукты процесса. Их применение.
27. Сырье процесса пиролиза. Блок – схема производства этилена из бензина.
28. Технологическое оформление процесса пиролиза.
29. Конструкция трубчатой печи пиролиза.
30. Технологическая схема процесса пиролиза бензина и первичного разделения продуктов процесса.
31. Химизм и механизм процесса пиролиза. Факторы, влияющие на процесс. Продукты процесса.
32. Перспективные процессы пиролиза. Выделение и концентрирование олефинов. Разделение газов пиролиза низкотемпературной ректификацией.
33. Основные источники сырья для органического синтеза. Виды органического синтеза.
34. Производство низших олефинов. Методы осуществления процесса пиролиза.
35. Химизм и механизм процесса пиролиза. Блочная схема пиролиза. Применение низших олефиновых углеводородов.
36. Принципиальная технологическая схема производства этилена из прямогонного бензина.
37. Способы проведения процесса пиролиза и сравнение различных методов осуществления процесса пиролиза. Особенности проведения процесса пиролиза.
38. Основные методы производства высших олефиновых углеводородов.
39. Охарактеризовать процессы, являющиеся источником низших олефинов. Основные представители низших олефинов.

40. Характеристика олефиновых углеводородов. Физические и химические свойства.
41. Основные реакции превращения олефиновых углеводородов.
42. Назначение процесса пиролиза. Какие углеводороды являются побочными продуктами процесса пиролиза. Сырье процесса пиролиза. Методы осуществления процесса пиролиза.
43. Базовый процесс нефтехимии и базовый процесс нефтепереработки. Дать их характеристику.
44. Сырье процесса пиролиза. Методы осуществления процесса пиролиза. Характеристика газа пиролиза. Жидкие продукты процесса пиролиза.
45. Смола пиролиза как ценное сырье органического и нефтехимического синтеза.
46. Применение этилена и пропилена.
47. Краткая история становления процесса пиролиза.
48. Основные методы осуществления процесса пиролиза.
49. Основные синтезы на основе олефиновых углеводородов.
50. Основные процессы получения олефиновых углеводородов, их краткая характеристика.
51. Ароматические углеводороды. Процессы получения ароматических углеводородов.
52. Характеристика фракций ароматических углеводородов. Способы получения ароматических углеводородов.
53. Деалкилирование толуола. Деалкилирование алкилароматических углеводородов.
54. Стадии термического, или гомогенного, гидродеалкилирования (радикально-цепной механизм).
55. Деалкилирование толуола конверсией водяным паром. Деалкилирование алкилнафталинов.
56. Каталитическое диспропорционирование алкилароматических углеводородов. Дегидроциклизация.
57. Получение ароматических углеводородов изомеризацией и деалкилированием толуола.
58. Продукты пиролиза как источник ароматических углеводородов. Синтезы на основе ароматических углеводородов.
59. Основной промышленный процесс производства ароматических углеводородов. Принципиальная технологическая схема.
60. Теоретические основы и технология процессов каталитического риформинга. Химизм процесса.
61. Химизм процесса. Катализаторы риформинга. Бифункциональные катализаторы.
62. Катализаторы риформинга. Роль платины на катализаторе риформинга. Чем обусловлена кислотная функция в промышленных катализаторах риформинга.
63. Металлы, используемые для промотирования катализатора риформинга. Биметаллические катализаторы риформинга. Полиметаллические кластерные катализаторы риформинга. Преимущества полиметаллических катализаторов.
64. Характеристика отечественных промышленных катализаторов риформинга.
65. Промышленные установки каталитического риформинга.
66. Установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора. Принципиальная схема.
67. Принципиальная технологическая схема установки платформинга. Радиальные реакторы.
68. Установки каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора.
69. Производство ацетилен. Получение ацетилен карбидным методом. Получение ацетилен из углеводородного сырья.
70. Пиролиз с целью получения ацетилен. Его разновидности.
71. Окислительный пиролиз. Пиролиз в струе низкотемпературной плазмы.
72. Технологические схемы производства ацетилен: из карбида кальция и окислительным пиролизом метана.
73. Производство кислородсодержащих продуктов на основе оксида углерода и водорода.
74. Синтезы на основе оксида углерода и водорода.

75. Схема и условия синтезов на основе CO и H₂.
76. Производство синтез-газа.
77. Каталитическая конверсия углеводородного сырья водяным паром при высоких температурах.
78. Катализатор конверсии метана. Реактора конверсии метана водяным паром.
79. Технологические схемы получения синтез-газа:
Каталитической конверсии, высокотемпературной конверсией углеводородов, газификацией угля.
80. Классификации реакций алкилирования по строению алкильной группы.
81. Алкилирующие агенты и катализаторы.
82. Алкилирование. Виды алкилирования. Катализаторы. Схема. Режимы.
83. Алкилирование бензола пропиленом на AlCl₃
84. Алкилирование бензола олефинами на BF₃.
85. Алкилирование бензола олефинами на цеолитсодержащих катализаторах. Химизм процесса алкилирования
86. Алкилирование. Синтез меркаптана из олефина и сероводорода. Технология синтеза аминов из хлорпроизводных и спиртов.
87. Подготовка исходных веществ для процесса алкилирования. Реакционные узлы для алкилирования.
88. Алкилирование на цеолитсодержащих катализаторах.
89. Алкилирование фенолов, парафинов.
90. Процесс дегидрирования н-бутана. Двухстадийное дегидрирование н-бутана. Основные стадии процесса.
91. Дегидрирование н-бутана в н-бутены. Катализатор процесса. Особенности процесса.
92. Технологическая схема процесса дегидрирования н-бутана.
93. Дегидрирование н-бутана в псевдооживленном слое катализатора. Описание технологической схемы.
94. Реактор и регенераторы процесса дегидрирования н-бутана. Режим в реакторе дегидрирования. Преимущества реактора с псевдооживленным слоем.
95. Блочная схема процесса дегидрирования н-бутана.
96. Получение изопрена дегидрированием амиленов. Принципиальная технологическая схема производства.
97. Продукты, получаемые жидкофазным гидрированием. Особенности технологии жидкофазного гидрирования. Области его применения. Типы реакционных устройств. Гидрирование эфиров высших кислот в спирты
98. Галогенирование. Общие сведения.
99. Получение аминов из хлорпроизводных. Синтез аминов из спиртов.
100. Химия и теоретические основы о-оксиалкилирования. Реакционные узлы. Производство глюколей
101. Винилирование, синтезируемое щелочами и солями переходных металлов. Химия и теоретические основы процесса. Получение винилацетата. Технология щелочного винилирования. Алюминийорганические соединения и синтезы на их основе.
102. Синтетические моющие вещества. Классификация. Общие сведения.
103. Полимеры. Общие сведения. Классификация. Применение.

Образцы билетов (6 семестр)

Образец билета на первую рубежную аттестацию

**ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ**

БИЛЕТ № 1

Дисциплина Химическая технология органических веществ

Институт Нефти и Газа _____ Специальность НТС семестр V1

1. Основные источники сырья для нефтехимического синтеза. Промышленность нефтехимического и органического синтеза. Основные процессы и продукты нефтехимического синтеза.

2. Процессы алкилирования. Алкилирующие агенты и катализаторы. Алкилирование бензола олефинами

УТВЕРЖДАЮ

« _____ » _____ 2020 г. Зав. кафедрой _____ Л.Ш. Махмудова

Образец билета на вторую рубежную аттестацию

**ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ**

БИЛЕТ № 1

Дисциплина Химическая технология органических веществ

Институт Нефти и Газа _____ Специальность НТС семестр V1

1. Ароматические углеводороды. Процесс получения ароматических углеводородов.

2. Производство синтез-газа.

УТВЕРЖДАЮ

« _____ » _____ 2020г. Зав. кафедрой _____ Л.Ш. Махмудова

Образец экзаменационного билета

ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ

БИЛЕТ № 1

Дисциплина Химическая технология органических веществ

Институт Нефти и Газа _____ Специальность НТС семестр VI

1. Основные синтезы на основе парафиновых углеводородов. Основные способы выделения н-парафиновых углеводородов из смеси углеводородов.

2. Реактор и регенераторы процесса дегидрирования н-бутана. Режим в реакторе дегидрирования. Преимущества реактора с псевдоожиженным слоем.

УТВЕРЖДАЮ

« _____ » _____ 2020 г.

Зав. кафедрой _____ Л.Ш. Махмудова

Вопросы к первой рубежной аттестации (7 семестр)

1. Общая характеристика процессов окисления. Гомогенное окисление по насыщенному атому углерода. Научные и инженерные основы процесса.
2. Недостатки, присущие процессам окисления. Трудности осуществления процесса окисления.
3. Окисление жидких парафиновых углеводородов в спирты.
4. Механизм газофазного окисления
5. Окисление твердых парафиновых углеводородов в синтетические жирные кислоты (СЖК).
6. Механизм жидкофазного окисления.
7. Окисление н-бутана в уксусную кислоту.
8. Производство окиси пропилена.
9. Окисление парафиновых углеводородов C₁₀-C₂₀.
10. Окисление олефиновых углеводородов. Получение окисей олефинов.
11. Окисление низших парафинов в газовой и жидкой фазах. Окисление твердого парафина в СЖК.
12. Окисление парафинов до спиртов и карбоновых кислот.
13. Окисление углеводородов в гидропероксиды. Получение гидропероксидов и кислотное разложение гидропероксидом.
14. Гетерогенно-каталитическое окисление углеводородов и их производных.
15. Научные и инженерные основы процесса окисления олефинов по насыщенному атому углерода.
16. Технология жидкофазного окисления боковых цепей ароматических углеводородов в карбоновые кислоты.
17. Парофазное окисление ароматических углеводородов. Химия и технология процесса

18. Синтез оксида этилена. Технология производства оксида этилена прямым окислением этилена, сравнение методов получения оксида этилена.
19. Окисление олефинов, как метод получения карбонильных соединений.
20. Получение ацетальдегида окислением олефинов.
21. Процессы оксосинтеза. Технология и продукты оксосинтеза

Вопросы ко второй рубежной аттестации (7 семестр)

1. Общая характеристика процесса галогенирования.
2. Технология газофазного и жидкофазного хлорирования.
3. Производство хлорвинила.
4. Значение процессов гидролиза в органическом синтезе
5. Гидролизующие агенты и катализаторы процесса.
6. Процессы гидратации и дегидратации.
7. Гидратация олефинов. Катализаторы.
8. Прямая гидратация олефинов на фосфорной кислоте. Технологическая схема. Реактор.
9. Сернокислотная гидратация олефинов. Схема.
10. Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования.
11. Сульфатирование спиртов и олефинов.
12. Технология сульфатирования. ПАВ типа алкилсульфатов.
13. Процессы сульфирования и нитрования. Химия и теоретические основы. Технология процессов.
14. Получение ПАВ типа алкилбензолсульфонатов. Технология процесса. Технологическая схема.
15. Общая характеристика реакций конденсации по карбонильной группе.
16. Конденсация альдегидов и кетонов с ароматическими соединениями и олефинов.
17. Получение альдегидов и спиртов. Катализаторы и параметры процесса. Способы технологического оформления процесса.
18. Характеристика и значение синтезов из оксида углерода.
19. Химия и теоретические основы процесса синтезов из оксида углерода. Технология синтеза
21. Катализаторы синтезов из оксида углерода и водорода.

Вопросы к экзамену (7 семестр)

1. Общая характеристика процессов окисления. Гомогенное окисление по насыщенному атому углерода. Научные и инженерные основы процесса.
2. Недостатки, присущие процессам окисления. Трудности осуществления процесса окисления.
3. Энергетическая характеристика реакций окисления. Кинетика и катализ гомогенного окисления. Селективность гомогенного окисления
4. Окисление жидких парафиновых углеводородов в спирты.
5. Реакторы для процессов жидкофазного окисления
6. Механизм газофазного окисления
7. Окисление твердых парафиновых углеводородов в синтетические жирные кислоты (СЖК). Принципиальная технологическая схем процесса.
8. Механизм жидкофазного окисления. Окисление н-бутана в уксусную кислоту.
9. Окисление парафиновых углеводородов $C_{10}-C_{20}$
10. Окисление олефиновых углеводородов. Получение окисей олефинов
11. Производство окиси этилена.
12. Производство окиси пропилена.

13. Окисление низших парафинов в газовой и жидкой фазах. Окисление твердого парафина в СЖК
14. Окисление парафинов до спиртов и карбоновых кислот.
15. Научные и инженерные основы процесса окисления олефинов по насыщенному атому углерода.
16. Синтез оксида этилена. Технология производства оксида этилена прямым окислением этилена, сравнение методов получения оксида этилена.
17. Окисление олефинов, как метод получения карбонильных соединений.
18. Получение ацетальдегида окислением олефинов.
19. Окисление нафтенов и их производных. Циклононы и дикарбоновые кислоты. Получение дикарбоновых кислот.
20. Окисление нафтенов в спирты и кетоны
21. Гетерогенно-каталитическое окисление углеводородов и их производных.
22. Парофазное окисление ароматических углеводородов. Химия и технология процесса
23. Окисление углеводородов в гидропероксиды. Получение гидропероксидов и кислотное разложение гидропероксидом.
24. Технология получения фенола и ацетона кумольным методом- стадия синтеза гидропероксида изопропилбензола и его кислотного разложения в фенол и ацетон.
25. Технология жидкофазного окисления боковых цепей ароматических углеводородов в карбоновые кислоты.
26. Процессы оксосинтеза. Технология и продукты оксосинтеза
27. Окисление метилбензолов в ароматические кислоты. Ароматические кислоты, получаемые методом жидкофазного окисления.
28. Общая характеристика процесса галогенирования.
29. Технология газофазного и жидкофазного хлорирования.
30. Производство хлорвинила.
31. Значение процессов гидролиза в органическом синтезе
32. Гидролизующие агенты и катализаторы процесса.
33. Процессы гидратации и дегидратации.
34. Гидратация олефинов. Катализаторы.
35. Прямая гидратация олефинов на фосфорной кислоте. Технологическая схема. Реактор.
36. Сернокислотная гидратация олефинов. Схема.
37. Процессы сульфатирования, сульфирования и нитрования.
38. Сульфатирование спиртов и олефинов.
39. Технология сульфатирования. ПАВ типа алкилсульфатов.
40. Процессы сульфирования и нитрования. Химия и теоретические основы. Технология процессов.
41. Получение ПАВ типа алкилбензолсульфонатов. Технология процесса. Технологическая схема.
42. Общая характеристика реакций конденсации по карбонильной группе.
43. Конденсация альдегидов и кетонов с ароматическими соединениями и олефинов.
44. Получение альдегидов и спиртов. Катализаторы и параметры процесса. Способы технологического оформления процесса.
45. Характеристика и значение синтезов из оксида углерода.
46. Химия и теоретические основы процесса синтезов из оксида углерода. Технология синтеза
47. Катализаторы синтезов из оксида углерода и водорода.
49. Производство диметилтерефталата. Одностадийное окисление метилбензолов в растворе уксусной кислоты.
50. Окисление насыщенных альдегидов и спиртов. Синтез надкислот. Синтез уксусной кислоты. Совместный синтез уксусной кислоты и уксусного ангидрида.

51. Окислительный аммонолиз углеводов
52. Синтез ацеталей и реакция Принса. Производство изопрена. Получение капролактама.

Образцы билетов (7 семестр)

Образец экзаменационного билета на первую рубежную аттестацию

**ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ**

БИЛЕТ № 1

Дисциплина Химическая технология органических веществ

Институт Нефти и Газа _____ Специальность НТС _____ семестр VII

1. Общие сведения о процессе окисления. Недостатки, присущие процессам окисления. Окисление жидких парафиновых углеводородов в спирты.
2. Синтез оксида этилена. Технология производства оксида этилена прямым окислением этилена, сравнение методов получения оксида этилена.
3. Окисление парафинов до спиртов и карбоновых кислот.

УТВЕРЖДАЮ

« _____ » _____ 2020 г. Зав. кафедрой _____ Л.Ш. Махмудова

Образец экзаменационного билета на вторую рубежную аттестацию

**ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ**

БИЛЕТ № 1

Дисциплина Химическая технология органических веществ

Институт Нефти и Газа _____ Специальность НТС _____ семестр VII

1. Общая характеристика процесса галогенирования.
2. Процессы сульфирования и нитрования. Химия и теоретические основы. Технология процессов.
3. Катализаторы синтезов из оксида углерода и водорода.

УТВЕРЖДАЮ

« _____ » _____ 2020 г. Зав. кафедрой _____ Л.Ш. Махмудова

Образец экзаменационного билета

ГРОЗНЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ НЕФТЯНОЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ
УНИВЕРСИТЕТ

БИЛЕТ № 1

Дисциплина Химическая технология органических веществ

Институт Нефти и Газа _____ Специальность НТС семестр VII

1. Общие сведения о процессе окисления. Недостатки, присущие процессам окисления.

Окисление жидких парафиновых углеводородов в спирты.

2. Хлорирование олефиновых углеводородов.

3. Общие сведения о ПАВ.

УТВЕРЖДАЮ

« _____ » _____ 2020 г.

Зав. кафедрой _____ Л.Ш. Махмудова

7.11. Темы рефератов, предлагаемые для самостоятельного изучения студентам в 7 семестре

1. Процессы получения низших олефинов. Перспективные процессы пиролиза.
2. Производство синтез-газа. Синтезы Фишера-Тропша.
3. Технологические схемы получения синтез-газа: каталитической конверсии, высокотемпературной конверсией углеводородов, газификацией угля.
4. Алкилирование. Синтез меркаптана из олефина и сероводорода. Технология синтеза аминов из хлорпроизводных и спиртов.
5. Алкилирование фенолов, парафинов
6. Алкилирование на цеолитсодержащих катализаторах.
7. Винилирование, синтезируемое щелочами и солями переходных металлов. Химия и теоретические основы процесса. Получение винилацетата. Технология щелочного винилирования. Аллюминийорганические соединения и синтезы на их основе.
8. Продукты, получаемые жидкофазным гидрированием. Особенности технологии жидкофазного гидрирования. Области его применения. Типы реакционных устройств. Гидрирование эфиров высших кислот в спирты.
9. Реакторы для проведения процессов жидкофазного окисления.
10. Кумольный метод получения фенола и ацетона. Другие методы получения фенола.
11. Окисление нафтонов в спирты и кетоны.
12. Окисление нафтонов и их производных. Циклоны и дикарбоновые кислоты. Получение дикарбоновых кислот.
13. Окисление метилбензолов в ароматические кислоты. Ароматические кислоты, получаемые методом жидкофазного окисления.
14. Производство диметилтерефталата. Одностадийное окисление метилбензолов в растворе уксусной кислоты.
15. Окисление насыщенных альдегидов и спиртов. Синтез надкислот. Синтез уксусной кислоты. Совместный синтез уксусной кислоты и уксусного ангидрида.

16. Окислительный аммонолиз углеводов
17. Синтез ацеталей и реакция Принса. Производство изопрена. Получение капролактама.

Кроме перечисленных тем студентами могут быть выбраны по своему усмотрению и по согласованию с преподавателем другие темы рефератов по изучаемым в курсе «ХТОВ» процессам органической технологии.

8. Учебно-методическое и информационное обеспечение дисциплины

а) основная литература

1. В.С. Тимофеев, Л.А. Серафимов. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза. М.: Высшая школа. -2003. С.536.
2. Н.А. Платэ, Е.В. Сливинский. Основы химии и технологии мономеров. М: Наука. Маик «Наука /Интерпериодика». 202. С.696.
3. Тимофеев В.С., Серафимов Л.А., Тимошенко А.В., Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза: Учеб, пособие для ВУЗов: Изд.3, перер. и доп. Издательство: Высшая школа, 2010г.
4. Дьячкова Т. П., Орехов В. С., Субочева М. Ю., Воякина Н. В. Химическая технология органических веществ: Учебное пособие. - Тамбов: Издательство ТГТУ, 2007.

б) дополнительная литература

1. Лебедев Н.Н. Химия и технология ООС и НХС. -М.: Химия, 1988.
2. Паушкин Я.М., Адельсон С.В., Вишняков Т.П. Технология НХС. -М.: Химия, ч.1., 1973, ч.2., 1975.
3. Белов П.С., Вишнякова Т.П., Паушкин Я.М. Практикум по нефтехимическому синтезу. -М.: Химия, 1987.

в) интернет-ресурсы (Сайт - www.twirpx.com.)

1. Дьячкова Т. П., Орехов В. С., Субочева М. Ю., Воякина Н. В. Химическая технология органических веществ: Учебное пособие. - Тамбов: Издательство ТГТУ, - 2007. - 140с. Ч.1.
2. Дьячкова Т. П., Орехов В.С., Брянкин К.В., Субочева М. Ю. Химическая технология органических веществ: Учебное пособие. - Тамбов: Издательство ТГТУ, 2008. - 100с. Ч.2.
3. Субочева М. Ю., Ликсутина А.П., Колмакова М.А., Дегтярев А.А. - Тамбов: Издательство ТГТУ, 2009. - 80с. Ч.3.
4. Орехов В.С., Дьячкова Т.П., Субочева М.Ю., Колмакова М.А. Технология органических полупродуктов. - Тамбов: Издательство ТГТУ, 2007. -140с. - Ч.1.
5. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза.-М.: Химия, 1988.-592 с.

г) программное и коммуникационное обеспечение

1. Электронный конспект лекций.
2. Методические указания к выполнению лабораторных работ.

Учебно-методическое обеспечение для выполнения самостоятельных и практических работ

1. Методические указания к определению тепловых свойств углеводов. Расчет

теплоемкости индивидуальных углеводородов, нефтепродуктов и продуктов нефтехимического синтеза. / Ахмадова Х.Х., Махмудова Л.Ш., Хадисова Ж.Т., Мусаева М.А., Такаева М.А. /Грозный -2010. - С.77.

2. Методические указания к расчетной работе. Определение плотности индивидуальных углеводородов, нефтепродуктов и продуктов нефтехимического синтеза. /М.А. Мусаева, З.А. Абдулмежидова/ Грозный -2010. - С.19.

3. Методические указания к расчетной работе. Расчет молекулярной массы индивидуальных углеводородов, жидких и газообразных нефтепродуктов. / Ахмадова Х.Х., Идрисова Э.У./Грозный -2010. - С.17.

4. Методические указания к расчетной работе. Определение параметров состояния газового потока / Ахмадова Х.Х., Идрисова Э.У./ Грозный -2010. - С.11.

5. Методические указания к расчетной работе. Примеры расчета материального баланса процесса дегидрирования низших парафинов / Ахмадова Х.Х., Хадисова Ж.Т./ Грозный -2010. - С.14.

6. Методические указания к расчетной работе. Расчет материального баланса процесса получения ацетальдегида окислением этилена. Ахмадова Х.Х., Махмудова Л.Ш./ Грозный - 2010. - С.22.

7. Методические рекомендации для курсовых и дипломных проектов. Серноокислотное алкилирование изобутана бутиленами. / Х.Х. Ахмадова, М.Х. Магомадова, М.Д. Ибрагимова. Грозный -2011. - С.62.

8. Методические указания к лабораторной работе. Получение изопропилового (втор-бутилового) спирта серноокислотной гидратацией олефинов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный- 2010. – С.12.

9. Методические указания к лабораторной работе. Алкилирование бензола тетрамерами пропилена / Х.Х. Ахмадова, Ж.Т.Хадисова. Грозный -2008. - С.20.

10. Методические указания к лабораторной работе. Получение алкилсульфатов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2008. - С.20.

11. Методические указания к лабораторной работе. Сульфохлорирование парафинов и получение алкилсульфатов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2008. - С.16.

12. Методические указания к лабораторной работе. Получение алкилсульфоната сульфоокислением нормальных парафиновых углеводородов / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2008. - С.20.

13. Методические указания к лабораторной работе. Получение изопрена каталитическим дегидрированием изопентанов / Х.Х. Ахмадова, Э.У. Идрисова. Грозный - 2010. – С.12.

14. Методические указания к лабораторной работе. Получение а-метилстирола дегидрированием изопропилбензола. / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2010. – С.14.

15. Методические указания к лабораторной работе. Получение трет-бутилметилового эфира из метанола и трет-бутилового спирта. / Х.Х. Ахмадова, М.А. Мусаева. Грозный -2010. – С.10.

16. Методические указания к лабораторной работе. Получение сульфонола из изододецилбензола / Х.Х. Ахмадова, Б.В. Мусаева, Ж.Т. Хадисова. Грозный -2007. – С.14.

9. Материально-техническое обеспечение дисциплины

1. Лаборатория для проведения синтезов по органическому синтезу и анализа качества нефтепродуктов, и продуктов нефтехимического и органического синтеза.

2. Класс с персональными компьютерами для проведения практических расчетов по данным, полученным в ходе лабораторных работ и их оформления.

Составитель:



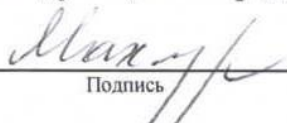
Подпись

/Ахмадова Х.Х., профессор кафедры «ХТНГ»/
ФИО, должность

« _____ » _____ 20 _____ г.

СОГЛАСОВАНО:

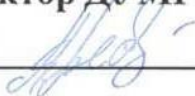
Заведующий кафедрой «ХТНГ»:



Подпись

/ Махмудова Л.Ш /
ФИО

Директор ДУМР :



/ Магомаева М.А. /