

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Нижнекамский химико-технологический институт (филиал)
федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический
университет»
(НХТИ ФГБОУ ВО «КНИТУ»)



УТВЕРЖДАЮ

Заместитель директора по УР
Н.И. Никифорова
«12» _____ 2021 г.

ФОНД ОЦЕНОЧНЫХ СРЕДСТВ
по дисциплине (модулю)

Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического
синтеза

18.03.01 «Химическая технология»
(код и наименование направления подготовки)

«Химическая технология природных энергоносителей и углеродных
материалов»
(наименование профиля/специализации)

БАКАЛАВР
(квалификация)

Очная, очно-заочная, заочная
(форма обучения)

Нижнекамск, 2021

Составитель ФОС:

доцент

(должность)

ассистент

(должность)


(подпись)

М.Г. Гарипов

(Ф.И.О.)

Э.И. Салахова

(Ф.И.О.)

ФОС рассмотрен и одобрен на заседании кафедры НХС,
протокол от «24» 03 2021 г. № 8

Зав. кафедрой


(подпись)

Т.Б. Минигалиев

(Ф.И.О.)

Эксперт:

Ответственный за ООП, разработчик: доцент кафедры НХС



А.И. Новожилова

Ф.И.О., должность, организация, подпись

Паспорт фонда оценочных средств
по дисциплине (модулю) Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

№ п/п	Контролируемые разделы (темы) дисциплины	Код контролируемой компетенции	Наименование оценочного средства
Очная ф.о.			
7 семестр			
1	Массообменные процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, экзамен
2	Гидромеханические процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, экзамен
8 семестр			
3	Тепловые процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, экзамен
Очно-заочная ф.о.			
7 семестр			
1	Массообменные процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, экзамен
2	Гидромеханические процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, экзамен
8 семестр			
3	Тепловые процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, экзамен
Заочная ф.о.			
9 семестр			
1	Массообменные процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, контрольная работа (домашняя), экзамен
2	Гидромеханические процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, контрольная работа (домашняя), экзамен
10 семестр			
3	Тепловые процессы и аппараты	ПК-2.1, ПК-2.2, ПК-2.3	Доклад (реферат), контрольная работа, контрольная работа (домашняя), экзамен

№	Оценивающие мероприятия	Количество	Минимальное количество баллов	Максимальное количество баллов
Очная ф.о.				
7 семестр				
1	Доклад (реферат)	1	18	30
2	Контрольная работа	1	18	30
3	Зачет с оценкой	1	24	40
	Итого		60	100
8 семестр				
1	Доклад (реферат)	1	18	30
2	Контрольная работа	1	18	30
3	Экзамен	1	24	40
	Итого		60	100
Очно-заочная ф.о.				
7 семестр				
1	Доклад (реферат)	1	18	30
2	Контрольная работа	1	18	30
3	Зачет с оценкой	1	24	40
	Итого		60	100
8 семестр				
1	Доклад (реферат)	1	18	30

2	Контрольная работа	1	18	30
3	Экзамен	1	24	40
	Итого		60	100
Заочная, заочная ВО ф.о.				
9 семестр				
1	Доклад (реферат)	1	12	20
2	Контрольная работа	1	12	20
3	контрольная работа (домашняя)	1	12	20
4	Зачет с оценкой	1	24	40
	Итого		60	100
10 семестр				
1	Доклад (реферат)	1	12	20
2	Контрольная работа	1	12	20
3	контрольная работа (домашняя)	1	12	20
4	Экзамен	1	24	40
	Итого		60	100

Шкала перевода итогового рейтингового балла $R_{дс}$ (для экзамена):

Интервал баллов рейтинга	Оценка
$0 \leq R_{дс} < 60$	«неудовлетворительно» (2)
$60 \leq R_{дс} < 73$	«удовлетворительно» (3)
$73 \leq R_{дс} < 87$	«хорошо» (4)
$87 \leq R_{дс} \leq 100$	«отлично» (5)

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Нижнекамский химико-технологический институт (филиал) федерального
государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Кафедра Нефтехимического синтеза

Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология

Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Темы докладов (рефератов) (1 семестр)

по дисциплине Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

1. Ректоры каталитических газофазных процессов.
2. Приводы мешалок и уплотнения вращающихся валов.
3. Трубчатые печи. Футеровка, гарнитура печей.
4. Оборудование для термического обезвреживания сточных вод.
5. Трубопроводы. Соединения, фасонные части, компенсаторы, задвижки, пружинные клапаны.
6. Емкостное оборудование. Хранение газов и жидкостей.
7. Динамические насосы. Устройства, охлаждение, система уплотнения и смазки. Р V диаграмма с описанием работы центробежного насоса.
8. Теплообменники. Аппараты и установки для охлаждения.
9. Теплообменники. Трубчатые, «труба в трубе», пластинчатые, спиральные.
10. Транспортировка нефти и газов. Емкости и трубопроводы.
11. Азеотропная ректификация. Схема установки. Разделения смеси этанола с водой с добавлением бензола.
12. Классификация теплообменного оборудования. Устройство кожухотрубчатых и пластинчатых теплообменников, сравнительная характеристика.
13. Аппаратура для разделения газовзвесей. Конструкция моно- и мультициклонов, трубчатых электрофильтров. Их плюсы и минусы.
14. Классификация контактных устройств. Гидродинамические рабочие режимы насадок. Устройство и принцип действия насадочных колонн, их плюсы и минусы. Влияние флегмового числа на показатели ректификации (четкость разделения, размеры колонны, расходы теплоносителей и производительность колонны).
15. 10. Контактные устройства. Классификация Гидродинамические рабочие режимы тарелок.
16. Устройство и принцип действия тарельчатых колонн, их плюсы и минусы. Влияние флегмового числа на показатели ректификации (четкость разделения, размеры колонны, расходы теплоносителей и производительность колонны).
17. Центробежные насосы. Устройство, характеристика (по производительности, напору, КПД, равномерности подачи).
18. Поршневой насос. Устройство, характеристика (по производительности, напору, КПД, равномерности подачи). Воздушные колпаки. Индикаторная диаграмма. Диаграмма подачи.
19. Виды течения жидкости (напорное и безнапорное, стационарное и нестационарное, равномерное и неравномерное). Режимы течения жидкости (ламинарный, переходный, турбулентный). Критерий Рейнольдса.
20. Основные закономерности и применение псевдооживленного («кипящего») слоя. Первая и вторая критические скорости псевдооживленного агента. Плюсы и минусы КС.

Критерии оценки:

Очная ф.о.

Студент должен составить 1 доклад (реферат).

- максимально 30 баллов за доклад (реферат)
- минимально 18 баллов за доклад (реферат).

Очно-заочная ф.о.

Студент должен составить 1 доклад (реферат).

- максимально 30 баллов за доклад (реферат)
- минимально 18 баллов за доклад (реферат).

Заочная, заочная ВО ф.о.

Студент должен составить 1 доклад (реферат).

- максимально 20 баллов за доклад (реферат)
- минимально 12 баллов за доклад (реферат).

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Нижнекамский химико-технологический институт (филиал)
Федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Кафедра Нефтехимического синтеза

Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология

Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Комплект заданий для контрольной работы (1 семестр)

по дисциплине Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза
«Решение задачи по выбору насосов»

1. Подобрать насос для перекачивания водного конденсата при температуре 40° (' из емкости с атмосферным давлением в аппарат под давлением 0.25 Мпа. Расход конденсата $1,5 \times 10^{-2}$ м³/с. Геометрическая высота подъема 20 м длина трубопровода на всас 40 м. на нагнетании 65 м. На линии всасывания установлено два прямооточных вентиля, два отвода под углом 90° с радиусом поворота, равным шести диаметрам трубы. На линии нагнетания имеются три отвода под 90° градусов, четыре отвода под 120° градусов с радиусом поворота равным шести диаметрам трубы и два нормальных вентиля.

Темы вопросов для теоретической части контрольной работы

1. Реакторы с псевдоожиженным слоем зернистого или пылевидного катализатора.
2. Описать технологическую схему промышленной водоподготовки. Вода как сырье и вспомогательный компонент производства. Источники воды.
3. Описать основы механической и электрической очистки обжигового газа в производстве серной кислоты от пыли, брызг и тумана.
4. Оборудование и хранение материалов на химических предприятиях, хранение газов.
5. Резервуарные парки для жидкостей.
6. Электродегидраторы для очистки нефти.
7. Реакторы жидкофазных процессов. Устройства для теплообмена.
8. Транспортировка газов. Поршневая компрессорная установка с четырехступенчатым сжатием.
9. Аппараты для очистки газов. Мокрые газоочистители и электрофильтры.
10. Транспортировка твердых веществ. Транспортеры непрерывного и периодического действия.
11. Складское оборудование на примере нефтеперерабатывающего завода.
12. Поверхностные теплообменные аппараты.
13. Конструктивные исполнения насосов. Центробежные, вакуумные и струйные насосы.
14. Хранение и транспортировка горючих и ядовитых жидкостей.
15. Реакторы каталитических газофазных процессов.
16. Трубопроводы. Соединения, уплотнения, линейные расширения и компенсация, маркировка и изоляция.
17. Аппараты для разделения суспензий. Фильтры, отстойники, центрифуги.
18. Арматура. Задвижки, заслонки, краны, клапаны, регулирующая арматура.
19. Сжатие газов. Поршневые компрессоры, и P V диаграмма идеального газа.
20. Колпачковые и клапанные колоны. Виды тарелок, переливных устройств.
21. Поршневая компрессорная установка с 4-х ступенчатым сжатием.
22. Устройство установок АВО. Многоходовость теплообменников и ремонт.
23. Цилиндрические трубчатые печи. Основные показатели и классификация.
24. Резервуарные парки для жидкостей.

Требования к оформлению:

Контрольная работа оформляется в тетради. Контрольная работа состоит из двух заданий. Задания являются теоретическими и отвечают следующим разделам: «Массообменные процессы и аппараты», «Гидромеханические процессы и аппараты». Задания требуют ответа на теоретические вопросы, в которых необходимо дать полный, развернутый ответ на поставленный вопрос, а также по практической части решить задачу.

Критерии оценки

Очная ф.о.

Студент должен выполнить одну контрольную работу.

- максимально 30 баллов за контрольную работу
- минимально 18 баллов за контрольную работу

Очно-заочная ф.о.

Студент должен выполнить одну контрольную работу.

- максимально 30 баллов за контрольную работу
- минимально 18 баллов за контрольную работу

Заочная, заочная ВО ф.о.

Студент должен выполнить одну контрольную работу.

- максимально 20 баллов за контрольную работу
- минимально 12 баллов за контрольную работу

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Нижнекамский химико-технологический институт (филиал)
Федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Кафедра Нефтехимического синтеза

Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология

Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Вопросы для зачета с оценкой (1семестр)

по дисциплине Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

1. Материальный баланс массообменных процессов.
2. Молекулярная диффузия. Конвекция и массоотдача.
3. Дифференциальные уравнения переноса массы. Подобие массообменных процессов.
4. Движущая сила массообменных процессов.
5. Основы расчёта массообменных аппаратов. Расчет диаметра аппарата. Расчет высоты аппарата.
6. Равновесие при абсорбции.
7. Материальный и тепловой балансы абсорбции.
8. Абсорбция многокомпонентных смесей.
9. Кинетика абсорбции.
10. Устройство и принцип действия абсорбентов. Пленочные абсорберы. Насадочные абсорберы. Тарельчатые абсорберы.
11. Распыливающие абсорберы. Сравнение абсорбционных аппаратов.
12. Расчет абсорберов. Десорбция.
13. Равновесие в системах жидкость-пар. Простая перегонка.
14. Непрерывная бинарная ректификация.
15. Периодическая ректификация.
16. Экстрактивная и азеотропная ректификация.
17. Особенности расчета ректификационных аппаратов. Расчет ректификации многокомпонентных смесей.
18. Равновесие в системе жидкость-жидкость. Выбор растворителя.
19. Материальный баланс процесса жидкостной экстракции.
20. Кинетика жидкостной экстракции. Основные способы проведения экстракции.
21. Расчет экстракторов. Схемы экстракционных установок.
22. Массоперенос во внешней фазе. Массоперенос в твердой фазе.
23. Адсорбция. Основные промышленные адсорбенты и их свойства.
24. Равновесие при адсорбции. Материальный баланс адсорбции.
25. Кинетика адсорбции. Адсорберы. Устройство и принцип действия адсорберов.
26. Расчет адсорберов. Десорбция. Ионный обмен.
27. Основные физические свойства влажного газа.
28. Твердое тело как объект сушки. Равновесие фаз при сушке.
29. Материальный баланс конвективной сушки. Тепловой баланс сушки.
30. Принципиальные схемы процессов сушки. Кинетика сушки.
31. Массоперенос при сушке. Продолжительность сушки.
32. Расчет сушильных установок. Устройство и принцип действия сушилок.
33. Конвективные сушилки. Контактные сушилки. Сушка топочными газами.
34. Специальные виды сушки. Возможности интенсификации процессов сушки.
35. Растворение. Экстрагирование растворенного вещества.
36. Экстрагирование твердого вещества. Способы экстрагирования и растворения.
37. Устройство и принцип действия экстракторов и аппаратов для растворения.
38. Равновесие при кристаллизации. Материальный и тепловой балансы кристаллизации.
39. Кинетика кристаллизации. Разделение смесей кристаллизацией.
40. Устройство и принцип действия кристаллизаторов. Кристаллизация расплавов.
41. Основное уравнение гидростатики. Уравнение Бернулли. Уравнение Гагена-Пуазейля.
42. Расчет диаметра трубопроводов и аппаратов. Истечение жидкости из отверстий резервуаров.
43. Гидравлические методы измерения расхода жидкостей и газов. Обтекание жидкостью твердых тел.
44. Движение потока через неподвижные зернистые слои. Гидродинамика псевдоожиженных слоев.

45. Пленочное течение жидкостей. Гидродинамика барботажа.
46. Способы диспергирования жидкостей. Дробление и коалесценция капель.
47. Движение жидкости в аппарате с мешалкой. Расход энергии на перемешивание. Конструкции мешалок.
48. Пневматическое перемешивание. Другие способы перемешивания.
49. Основные параметры и классификация насосов. Объемные насосы. Динамические насосы. Достоинства и недостатки насосов различных типов.
50. Термодинамика компрессорного процесса.

Критерии оценки:

Очная ф.о.

- максимально 40 баллов;
- минимально 24 балла.

Очно-заочная ф.о.

- максимально 40 баллов за экзамен;
- минимально 24 балла за экзамен.

Заочная, заочная ВО ф.о.

- максимально 40 баллов;
- минимально 24 балла.

МИНОБРНАУКИ РОССИИ
Нижнекамский химико-технологический институт (филиал)
Федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Кафедра Нефтехимического синтеза
Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология
Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Темы докладов (рефератов) (2 семестр)

по дисциплине Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

1. Ректификационная установка. Виды и устройство тарелок, переливных устройств.
2. Насосное оборудование. Вакуумные насосы.
3. Аппараты для разделения суспензий. Отстойники, фильтры, центрифуги.
4. Описание, методы подготовки сырья в химико-технологическом процессе. Метод флотации.
5. Сепарация. Электродегидраторы нефти.
6. Электрофильтры.
7. Насосно-компрессорное оборудование. Вентиляторы и газодувки.
8. Трубчатые печи. Футеровка, гарнитура, форсунки и горелки.
9. Аппараты для очистки газов. Мокрые газоочистители.
10. Теплообменное оборудование. Многоходовость, ремонт.
11. Отстойники. Виды. Плюсы, минусы.
12. Циклоны. Виды. Плюсы, минусы.
13. Компрессорные машины. Классификация. Поршневые компрессоры.
14. Компрессорные машины. Классификация. Центробежные компрессоры.
15. Многоступенчатые компрессорные машины.
16. Вентиляторы. Устройство. Плюсы, минусы.
17. Насадочные колонны. Виды насадок.
18. Фильтрация. Виды. Стадии фильтрации.
19. Псевдоожижение. Плюсы, минусы КС.
20. Материалы для изготовления аппаратуры.

Критерии оценки:

Очная ф.о.

Студент должен составить 1 доклад (реферат).

- максимально 30 баллов за доклад (реферат)
- минимально 18 баллов за доклад (реферат).

Очно-заочная ф.о.

Студент должен составить 1 доклад (реферат).

- максимально 30 баллов за доклад (реферат)
- минимально 18 баллов за доклад (реферат).

Заочная, заочная ВО ф.о.

Студент должен составить 1 доклад (реферат).

- максимально 20 баллов за доклад (реферат)
- минимально 12 баллов за доклад (реферат).

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Нижнекамский химико-технологический институт (филиал)
Федерального государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Кафедра Нефтехимического синтеза

Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология

Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Комплект заданий для контрольной работы (2 семестр)

по дисциплине Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

«Решение задачи по выбору теплообменника»

1. Рассчитать и выбрать горизонтальный кожухотрубный теплообменник для нагрева 15 т/час бензола от 20° С до 95° С. Греющий водяной насыщенный пар имеет Р 1.6 кг/см² с содержанием в нем 0,4 % воздуха, температура конденсации водяного пара 112.7°С. I (потери теплоты составляют 5%.

«Решение задачи по определению материального и теплового баланса»

1. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения смеси бензол - толуол, если производительность по исходной смеси Г-8 кг/с; содержание легколетучего компонента [% (масс.)]: в исходной смеси хг-40, в дистилляте хд, 90: в кубовом остатке хн-1.5 давление в паровом пространстве дефлегматора Р 0,1 МПа.

Темы вопросов для теоретической части контрольной работы

1. Хранение газов. Газгольдеры высокого и низкого давления.
2. Описать методы очистки технологических газов от сернистых соединений.
3. Трубчатые реакторы с огневым обогревом. Основные показатели работы печей.
4. Транспортировка твердых веществ. Пневматическая и пневмовакуумная установки.
5. Кристаллизация. Кристаллизация по принципу охлаждения.
6. Арматура. Предохранительные клапаны, конденсатоотводчики, грязеуловители.
7. Транспортировка жидкостей. Центробежные насосы.
8. Реакторы каталитических газожидкостных процессов. Реакторы с движущимся слоем шарикового катализатора.
9. Сушильные установки. Распылительные и барабанные сушилки.
10. Циркуляционные насосы. Шестеренчатые, роторно-поршневые, многовинтовые.
11. Транспортеры непрерывного и периодического действия.
12. Цилиндрические печи. Печные трубы двойники и гарнитура печей.
13. Реакторы жидкофазных процессов. Охлаждение, уплотнение, периодичность действия.
14. Аппараты для разделения газовых смесей. Адсорберы.
15. Теплообменники. Пластинчатые, кожухотрубные, градирни.
16. Трубопроводная арматура. Задвижки, краны, вентили, заслонки.
17. Сепарация нефти и газа. Электродегидраторы нефти.
18. Трубчатые печи. Каркас и обмуровка, печные трубы и гарнитура печей.
19. Динамические насосы. Устройства, охлаждение, система уплотнения и смазки. Р V диаграмма с описанием работы центробежного насоса.
20. Оборудование для термического обезвреживания сточных вод.
21. Арматура и элементы трубопроводов.
22. Теплообменники. Устройство, виды, многоходовость, ремонт.
23. Оборудование для хранения газов на химическом предприятии.
24. Пневмотранспорт. Вакуумная и пневматическая установки для перемещения сыпучих грузов.
25. Насадочные колонны. Виды насадок, распылителей, опорных элементов, пристеночный эффект.
26. Реакторы с псевдоожиженным слоем шарикового или пылевидного катализатора.

Требования к оформлению:

Контрольная работа оформляется в тетради. Контрольная работа состоит из двух заданий. Задания являются теоретическими и отвечают следующим разделам: «Тепловые процессы и аппараты». Задания требуют ответа на теоретические вопросы, в которых необходимо дать полный, развернутый ответ на поставленный вопрос, а также по практической части решить задачу.

Критерии оценки

Очная ф.о.

Студент должен выполнить одну контрольную работу.

- максимально 30 баллов за контрольную работу
- минимально 18 баллов за контрольную работу

Очно-заочная ф.о.

Студент должен выполнить одну контрольную работу.

- максимально 30 баллов за контрольную работу
- минимально 18 баллов за контрольную работу

Заочная, заочная ВО ф.о.

Студент должен выполнить одну контрольную работу.

- максимально 20 баллов за контрольную работу
- минимально 12 баллов за контрольную работу

МИНОБРНАУКИ РОССИИ
Нижекамский химико-технологический институт (филиал) федерального
государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»
Кафедра Нефтехимического синтеза
Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология
Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Вопросы для экзамена (2 семестр)

по дисциплине Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

1. Материальный баланс массообменных процессов.
2. Молекулярная диффузия. Конвекция и массоотдача.
3. Дифференциальные уравнения переноса массы. Подобие массообменных процессов.
4. Движущая сила массообменных процессов.
5. Основы расчёта массообменных аппаратов. Расчет диаметра аппарата. Расчет высоты аппарата.
6. Равновесие при абсорбции.
7. Материальный и тепловой балансы абсорбции.
8. Абсорбция многокомпонентных смесей.
9. Кинетика абсорбции.
10. Устройство и принцип действия абсорбентов. Пленочные абсорберы. Насадочные абсорберы. Тарельчатые абсорберы.
11. Распыливающие абсорберы. Сравнение абсорбционных аппаратов.
12. Расчет абсорберов. Десорбция.
13. Равновесие в системах жидкость-пар. Простая перегонка.
14. Непрерывная бинарная ректификация.
15. Периодическая ректификация.
16. Экстрактивная и азеотропная ректификация.
17. Особенности расчета ректификационных аппаратов. Расчет ректификации многокомпонентных смесей.
18. Равновесие в системе жидкость-жидкость. Выбор растворителя.
19. Материальный баланс процесса жидкостной экстракции.
20. Кинетика жидкостной экстракции. Основные способы проведения экстракции.
21. Расчет экстракторов. Схемы экстракционных установок.
22. Массоперенос во внешней фазе. Массоперенос в твердой фазе.
23. Адсорбция. Основные промышленные адсорбенты и их свойства.
24. Равновесие при адсорбции. Материальный баланс адсорбции.
25. Кинетика адсорбции. Адсорберы. Устройство и принцип действия адсорберов.
26. Расчет адсорберов. Десорбция. Ионный обмен.
27. Основные физические свойства влажного газа.
28. Твердое тело как объект сушки. Равновесие фаз при сушке.
29. Материальный баланс конвективной сушки. Тепловой баланс сушки.
30. Принципиальные схемы процессов сушки. Кинетика сушки.
31. Массоперенос при сушке. Продолжительность сушки.
32. Расчет сушильных установок. Устройство и принцип действия сушилок.
33. Конвективные сушилки. Контактные сушилки. Сушка топочными газами.
34. Специальные виды сушки. Возможности интенсификации процессов сушки.
35. Растворение. Экстрагирование растворенного вещества.
36. Экстрагирование твердого вещества. Способы экстрагирования и растворения.
37. Устройство и принцип действия экстракторов и аппаратов для растворения.
38. Равновесие при кристаллизации. Материальный и тепловой балансы кристаллизации.
39. Кинетика кристаллизации. Разделение смесей кристаллизацией.
40. Устройство и принцип действия кристаллизаторов. Кристаллизация расплавов.
41. Основное уравнение гидростатики. Уравнение Бернулли. Уравнение Гагена-Пуазейля.
42. Расчет диаметра трубопроводов и аппаратов. Истечение жидкости из отверстий резервуаров.
43. Гидравлические методы измерения расхода жидкостей и газов. Обтекание жидкостью твердых тел.
44. Движение потока через неподвижные зернистые слои. Гидродинамика псевдоожиженных слоев.
45. Пленочное течение жидкостей. Гидродинамика барботажа.
46. Способы диспергирования жидкостей. Дробление и коалесценция капель.

47. Движение жидкости в аппарате с мешалкой. Расход энергии на перемешивание. Конструкции мешалок.

48. Пневматическое перемешивание. Другие способы перемешивания.

Критерии оценки:

Очная ф.о.

- максимально 40 баллов за экзамен;
- минимально 24 балла за экзамен.

Очно-заочная ф.о.

- максимально 40 баллов за экзамен;
- минимально 24 балла за экзамен.

Заочная, заочная ВО ф.о.

- максимально 40 баллов за экзамен;
- минимально 24 балла за экзамен.

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Нижекамский химико-технологический институт (филиал) федерального
государственного бюджетного образовательного учреждения
высшего образования

«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

Кафедра Нефтехимического синтеза

Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология

Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

Контрольная работа (домашняя) (заочная, заочная ВО ф.о.) (1 семестр)

Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

1 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Гидратация окиси этилена.

Крупнейшим потребителем этиленгликоля является производство антифризов – низкотемпературных жидкостей, применяемых для охлаждения двигателей внутреннего сгорания автомобилей и других машин, в качестве хладоносителя в рефрижераторах, теплоносителя в теплообменной аппаратуре. Способность этиленгликоля смешиваться с водой в любых соотношениях позволяет получать марки антифризов с различными температурами замерзания (до -75°C при массовой концентрации этиленгликоля в водном растворе 66,7%).

Также в промышленности реализованы синтезы полимеров на основе этиленгликоля – полиэтилентерефталата (лавсана), ненасыщенных полиэфиров, полиуретанов, алкидных смол. Получение полиэтилентерефталата и его переработка в волокна и пленки является одной из самых перспективных значительных по объему областей применения этиленгликоля. Это объясняется тем, что полиэфирные волокна обладают рядом достоинств: высокой прочностью, эластичностью, термо- и светостойкостью, стойкостью к кислотам, окислителям и восстановителям, несминаемостью, способностью сохранять приданную форму в процессе переработки волокна, хорошими электроизоляционными качествами. Производные этиленгликоля (моно- и диацетаты) применяются в качестве растворителей.

Теоретические основы гидратации окиси этилена.

В промышленном масштабе этиленгликоль получают главным образом гидратацией окиси этилена. При гидратации, кроме этиленгликоля, образуются ди-, три-, тетра- и полиэтиленгликоли. На образование диэтиленгликоля затрачивается в 4,2 раза больше окиси этилена, чем на образование триэтиленгликоля.

Чтобы уменьшить образование полигликолей, гидратацию проводят с большим избытком воды (на 1 моль окиси этилена берут 18 моль воды).

При 100% конверсии окиси этилена селективность процесса достигает 92%.

Водный раствор гликолей подвергают ректификации для удаления влаги. Вследствие этого происходят потери продуктов до 0,25% от производительности.

Описание технологической схемы производства.

11%-я смесь окиси этилена и воды с узла смешения подается в реактор синтеза гликоля поз. Р-1, предварительно нагреваясь в трех подогревателях. В качестве теплоносителя первого по ходу подогревателя поз. Т-1 служит конденсат кипятильников выпарных колонн поз. Кн-2, Кн-3, Кн-4. Во второй нагреватель сырья поз. Т-2 подается водяной пар низкого давления 0,1 МПа. В третьем поз. Т-3 смесь подогревается паром давления 0,48 МПа. Сырье в первом подогревателе нагревается до температуры 71°C , во втором - до 114°C , в третьем нагревателе – до 130°C .

В реакторе поз. Р-1 происходит реакция гидратации окиси этилена при давлении 1,2–1,4 МПа, температуре на выходе из реактора – $179\text{--}181^{\circ}\text{C}$.

Время пребывания реакционной массы в реакторе – около 19 мин.

Выходящая из реактора поз. Р-1 синтез реакционная масса поступает в выпарной аппарат поз. Кн-1 выпарной установки противоточного типа, состоящая из четырех колонн с насадкой «Intalox» фирмы «Koch-Glitsch». Реакционная масса, содержащая до 12,5% вес. гликолей при давлении 1,3 МПа, температуре

180 °С подается между верхним и нижним пакетами насадок колонны поз. Кн-1, работающей под давлением 0,44–0,63 МПа и температуре куба 154–165 °С в зависимости от нагрузки по окиси этилена.

Тепло колонне поз. Кн-1 подводится подачей греющего пара давления 2,15 МПа в кипятильник поз. Т-4.

В качестве орошения четырех колонн выпарной установки используется дистиллят колонны поз. Кн-4 с температурой 45 °С, подаваемый насосом поз. Н-2 из приемника конденсата выпарной установки поз. Е-1. Пары с верха колонны поз. Кн-1 с температурой 151–158 °С и с содержанием гликолей 0,04% масс. в качестве теплоносителя направляются в межтрубное пространство кипятильника колонны поз. Кн-2.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-1 с температурой 154–167 °С и содержанием гликолей до 17% вес. самотеком поступает в куб колонны поз. Кн-2, работающей при давлении 0,26–0,38 МПа и температуре куба 144–158 °С, где происходит дальнейшая отпарка воды из реакционной массы.

С верхней части колонны поз. Кн-2 пары воды с температурой 141–145 °С и содержанием гликолей до 0,04% вес, подаются в межтрубное пространство кипятильника поз. Т-6 в качестве теплоносителя.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-2 с температурой 144–152 °С и с содержанием гликолей до 20,5 % самотеком поступает в кубовую часть колонны поз. Кн-3, где происходит дальнейшая отпарка воды из реакционной массы. Колонна поз. Кн-3 работает при температуре в кубе 128–135 °С и давлении 0,14–0,2 МПа. С верха колонны поз. Кн-3 водяные пары с температурой 124–130 °С и с содержанием гликолей до 0,03% поступают в межтрубное пространство кипятильника поз. Т-7, в качестве теплоносителя. Кубовая жидкость колонны поз. Кн-3 с температурой 128–135 °С и содержанием гликолей до 27% самотеком поступает в кубовую часть колонны поз. Кн-4. Колонна поз. Кн-4 работает под вакуумом. В колонне поддерживается остаточное давление 0,017 МПа и температура верха 57 °С. С верха колонны поз. Кн-4 водяные пары с температурой 57 °С и с содержанием гликолей до 0,02% поступают в межтрубное пространство конденсатора поз. Т-8, охлаждаемого оборотной водой. Сконденсировавшаяся жидкость поступает в приемник конденсата поз. Е-1, несконденсировавшиеся пары направляются на всас паровоэжекторной установки поз. ПЭУ-1. Жидкость из приемника конденсата поз. Е-1 насосом Н-2 подается на орошение всех четырех колонн выпарной установки.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-4 (сырой гликоль) с температурой 88–90 °С и с содержанием гликолей 85% насосом поз. Н-1 подается между верхним и нижним пакетами насадок сушильной колонны поз. Кн-5.

Колонна поз. Кн-5 предназначена для удаления остатков воды из сырого гликоля при температуре верха колонны 61 °С и остаточном давлении 0,02 МПа.

Тепло в колонну осушки МЭГ поз. Кн-5 подводится через кипятильник поз. Т-9, в межтрубное пространство, которого подается водяной пар давления 2,15 МПа.

Водяные пары с верхней части колонны поз. Кн-5 поступают в межтрубное пространство конденсатора сушильной колонны поз. Т-10, охлаждаемого оборотной водой. Сконденсировавшаяся жидкость из конденсатора поз. Т-10 поступает в приемник конденсата поз. Е-2, а несконденсировавшиеся пары направляются на всас паровоэжекторной установки поз. ПЭУ-2. Избыток воды из приемника конденсата поз. Е-2 сбрасывается через гидрозатвор в ХЗК. В верхнюю часть колонны поз. Кн-5 от насоса поз. Н-4 подается орошение из приемника поз. Е-2.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-5 с температурой до 165 °С и с содержанием воды до 0,02 % вес. насосом поз. Н-3 подается между верхним и нижним пакетами насадок колонны ректификации МЭГ поз. Кн-6.

Колонна поз. Кн-6 предназначена для получения товарного моноэтиленгликоля и снабжена двумя пакетами насадок «Intalox» и четырьмя однопоточными тарелками типа «Provalve» фирмы «Koch-Glitsch». Колонна работает при температуре верха 137–141 °С и остаточном давлении 0,01 МПа. Конденсат из паровоэжекторной установки, содержащий некоторое количество моноэтиленгликоля, собирается в приемнике конденсата поз. Е-3. На четвертую тарелку колонны поз. Кн-6 подается флегма насосом поз. Н-6 из сборника поз. Е-3. Тепло в колонну ректификации МЭГ поз. Кн-6 подводится через кипятильник поз. Т-11, в межтрубное пространство, которого подается водяной пар давления 2,15 МПа. Над верхним пакетом насадки из «бокового кармана» колонны поз. Кн-6 отводится товарный моноэтиленгликоль с содержанием основного продукта 99,9% масс.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-6 с температурой до 175 °С и содержанием моноэтиленгликоля до 30% насосом поз. Н-5 подается между верхним и нижним пакетами насадок колонны поз. Кн-7.

Разделитель моноэтиленгликоля – колонна поз. Кн-7 предназначена для выделения из кубовой жидкости колонны поз. Кн-6 моноэтиленгликоля. Колонна снабжена двумя пакетами насадок «Intalox», тремя клапанными тарелками и встроенным конденсатором прямого орошения поз. Т-13. Колонна работает под остаточным давлением 0,001 МПа и при температуре верха 93 °С. Тепло в колонну поз. Кн-7 поступает через кипятильник поз. Т-14, в межтрубное пространство которого подается водяной пар давления 21,5 кгс/см². Дистиллят перед первой тарелкой над верхним пакетом насадки колонны поз. Кн-7, содержащий до 95% моноэтиленгликоля, самотеком поступает в колонну Кн-5. Кубовая жидкость колонны поз. Кн-7, с содержанием до 95% диэтиленгликоля отводится на склад.

2 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Дегидратация МФК.

Стирол является одним из важнейших продуктов нефтехимии. Он полимеризуется при нагревании или под влиянием инициаторов с образованием твердого полимера – полистирола. Полистирол обладает хорошими электроизоляционными свойствами и большой химической стойкостью. Он применяется для изготовления деталей электро- и радиотехнической аппаратуры, пенопластов, пластмассовых изделий общего назначения; широко используются сополимеры стирола с акрилонитрилом, дивинилбензолом, N-винилкарбазолом. Одной из важнейших областей применения стирола является производство синтетических каучуков СКС путем сополимеризации стирола с бутадиеном.

Теоретические основы дегидратации МФК.

Процесс дегидратации МФК протекает с увеличением объема полученного газа. Снижение парциального давления сдвигает равновесие в сторону образования конечного продукта - стирола и сокращает образование побочных продуктов. Поэтому для снижения парциального давления компонентов сырья в процессе дегидратации вместе с фракцией МФК в реакторы подается водяной пар. Водяной пар является также теплоносителем для эндотермической реакции дегидратации. Оптимальным считается разбавление сырья водяным паром в соотношении 1 : 1,5 вес. (в пересчете на метилфенилкарбинол).

Параллельно с основным процессом дегидратации протекают процессы деалкилирования этилбензола и окисления бензальдегида в бензойную кислоту. Конверсия процесса деалкилирования составляет 0,7, а процесса окисления – 0,5.

Дегидратация МФК в стирол осуществляется в двухступенчатом адиабатическом реакторе: конверсия МФК составляет 90%, на первой стадии – 71%.

До 96% МФК превращается в стирол, оставшееся количество поровну расходуется на образование ацетофенона и бензальдегида.

В процессе синтеза стирола за счет осмоления теряется 0,5% МФК.

Описание технологической схемы производства.

Процесс дегидратации МФК протекает на стационарном слое катализатора - активном оксиде алюминия в γ -форме, и активном оксиде алюминия кольцеобразном марки АОК-63-22/К в двухступенчатом адиабатическом реакторе поз. Р-1,2 с промежуточным подогревом контактного газа. В среднюю часть реактора загружается активный оксид алюминия в γ -форме, в верхнюю часть – алюминия оксид кольцеобразный марки АОК-63-22/К, а в нижнюю часть реактора кольца “Рашига” или оксид алюминия кольцеобразный марки АОК-63-22/К.

Для того чтобы свежезагруженный катализатор имел нормальную активность, его подвергают специальной обработке при высокой температуре активации. Свежий катализатор дегидратации МФК – активный оксид алюминия в γ -форме и алюминия оксид кольцеобразный, после загрузки в реакторы поз. Р-1,2 подвергается активации продувкой паровоздушной смесью при температуре 480 ± 20 °С. Технологический воздух из корпуса эпоксицирования подается в змеевики пароперегревательной печи поз. П-1 и далее поступает в межступенчатый подогреватель поз. Т-1, в трубное пространство перегревателя поз. Т-2. Далее поступает в реактор поз. Р-1, минуя межтрубное пространство аппарата поз. Т-2 и колонну поз. КТ-1. После реактора поз. Р-1 технологический воздух через трубное пространство межступенчатого подогревателя поз. Т-1 поступает в реактор поз. Р-2 с последующим выходом контактного газа.

Разогрев катализатора в реакторах поз. Р-1,2 производится путем повышения температуры воздуха на выходе из пароперегревательной печи поз. П-1 со скоростью 25 ± 5 °С /час, при этом подъем температуры воздуха в реакторах поз. Р-1,2 ведется со скоростью 15 ± 5 °С/час до 180 ± 20 °С.

При температуре $180-200$ °С в слое катализатора в реакторах поз. Р-1,2 производится переход с технологического воздуха на водяной пар. Температура водяного пара в слое катализатора повышается до 400 °С. В реактор поз. Р-1 из корпуса эпоксицирования подается технологический воздух, и температура паровоздушной смеси в слое катализатора в реакторах поз. Р-1,2 доводится до 480 ± 20 °С. Проводится активация катализатора продувкой паровоздушной смесью и выдержкой в течение 5 часов при температуре 500 °С в реакторах поз. Р-1,2.

Система продувается водяным паром с температурой 345 ± 5 °С для удаления воздуха из системы.

После продувки системы паром узел подготавливается к приему фракции МФК в колонну поз. КТ-1.

Фракция МФК, подогретая до 105–125 °С за счет тепла парового конденсата подается на 10 тарелку или в куб колонны поз. Кт–1 в зависимости от состава. В колонне поз. Кт–1 производится подогрев фракции МФК до температуры кипения, и её испарение в токе водяного пара, что снижает температуру кипения фракции МФК и парциальное давление паров.

Разогрев фракции МФК в колонне осуществляется за счет тепла конденсации водяного пара давлением 1,0 МПа (10,0 кгс/см²).

Кубовая жидкость колонны поз. Кт–1, составляющая не менее 0,5 % масс. от питания, насосом поз. Н–1, непрерывно откачивается в роторно-пленочный испаритель узла разгонки кубовых смол. Возможна подача кубовой жидкости в верхнюю часть колонны поз. Кт–1.

Из колонны поз. Кт–1 смесь паров фракции МФК и водяного пара с температурой 150±10 °С поступает в трубное пространство перегревателя поз. Т–2, где перегревается до 280±40 °С за счет тепла водяного пара, загрязненного органикой, поступающего из межступенчатого подогревателя поз. Т–1 в межтрубное пространство перегревателя.

Перегретые пары фракции МФК и водяного пара из трубного пространства перегревателя поз. Т–2 поступают в реактор поз. Р–1.

Дегидратация МФК в стирол осуществляется в двухступенчатом адиабатическом реакторе поз. Р–1,2 в две ступени: степень превращения МФК составляет 90 %. Температура смеси паров фракции МФК и водяного пара на входе в реактор 1-й ступени выдерживается 300±20 °С. Подогрев контактного газа, поступающего во 2-ю ступень реактора до температуры 290±25 °С осуществляется в межступенчатом подогревателе поз. Т–1.

Контактный газ после реактора поз. Р–1,2 с температурой 300±50 °С поступает в скруббер поз. Пн–1, где охлаждается до температуры 140±20 °С и отмывается от катализаторной пыли. Наряду с очисткой и охлаждением в скруббере производится нейтрализация образовавшейся бензойной кислоты и ингибирование стирола, содержащегося в контактном газе.

Скруббер поз. Пн–1 предназначен для нейтрализации, охлаждения и очистки контактного газа от катализаторной пыли и представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа с четырьмя тарелками и распределителем потока.

Нейтрализация бензойной кислоты, образовавшейся при реакции дегидратации МФК производится 6 % раствором соды (Na₂CO₃); предпочтительно водно-содовую отмывку выдерживать при pH – 6,5 – 8,0.

Ингибирование стирола в контактном газе осуществляется раствором диоксимпарахинона (ДОХ), основанием Манниха (ОМ), стеариновой кислоты (СК), который готовится на фракции МФК и диэтилгидроксиламином (ДЭГА). Раствор ингибитора подается в линию контактного газа на выходе из скруббера и в трубопровод химзагрязненного водного конденсата, подаваемого в верхнюю часть скруббера.

Образовавшийся бензоат натрия после нейтрализации контактного газа с химзагрязненным водным конденсатом с температурой не менее 98 °С с куба скруббера поз. Пн–1 насосом поз. Н–2 выводится в выпарной аппарат поз. Пс–1.

Контактный газ после скруббера поз. Пн–1 подается в воздушный конденсатор поз. Т–6, который охлаждается потоками воздуха до 50–70 °С. При температуре воздуха более 20 °С производится его увлажнение обессоленной водой.

Отдувки после аппарата поз. Т–6 направляются в конденсатор поз. Т–7, где охлаждается промышленной водой.

Конденсат после конденсаторов самотеком поступает в отстойник поз. Е–3, где происходит отстой и расслаивание водного и углеводородного конденсата.

Верхний слой – углеводородный конденсат «катализат» из отстойника поз. Е–3 самотеком поступает в емкость поз. Е–5, откуда подается в теплообменник поз. Т–8 и на ректификацию.

Нижний слой – водный конденсат из отстойника поз. Е–3 самотеком поступает в сборник поз. Е–4, откуда насосом поз. Н–5 подается в скруббер поз. Пн–1.

“Катализат” из емкости поз. Е–5 подается в теплообменник поз. Т–8, где подогревается до температуры 50±10 °С за счет тепла конденсации пара вторичного вскипания. Температура питания колонны поддерживается постоянной подачей парового конденсата. Подогретый “катализат” подается на питание колонны поз. Кн–1 через распределитель жидкости на 3-й пакет насадки.

Колонна поз. Кн–1 - ректификационная колонна с насадкой Инталокс 2Т, предназначена для выделения этилбензольной фракции из “катализата”. Колонна работает под вакуумом. Пары с верха колонны поз. Кн–1 поступают в конденсатор поз. Т–10, где конденсируются промышленной водой. Несконденсированные пары из конденсатора поз. Т–10 поступают в конденсатор поз. Т–11, где конденсируются теплоносителем ТНК с “минус” 12°С. Конденсат – этилбензольная фракция с несконденсировавшимися парами поступает в смеситель поз. С–3, где происходит разделение этилбензольной фракции от не сконденсировавшихся паров. Не сконденсировавшиеся пары направляются на парожекторную установку.

Этилбензольная фракция подается в отстойник позиции Е–6, где происходит отстаивание частиц воды. Этилбензольная фракция из отстойника насосом поз. Н–7 через отстойник поз. Е–7 подается в виде флегмы в колонну поз. Кн–1.

Избыток этилбензольной фракции выводится на переработку.

Подвод тепла к колонне поз. Кн-1 производится через кипятильник поз. Т-8, обогреваемый водяным паром. Избыток кубовой жидкости, по уровню в кубе колонны поз. Кн-1, насосом поз. Н-8 подается через подогреватель поз. Т-12, в колонну поз. Кн-2 подогреваясь водяным паром.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-1 подается в подогреватель поз. Т-12. Подогретая до 80 °С, за счет тепла конденсации водяного пара, кубовая жидкость колонны поз. Кн-1 подается в качестве питания в колонну поз. Кн-2 через распределитель жидкости на 1-й пакет.

Ректификационная колонна поз. Кн-2 предназначена для выделения стирола-ректификата. Колонна вакуумная.

Пары с верха колонны поз. Кн-2 - стирол поступают в конденсатор поз. Т-14, где конденсируются промышленной водой. Отдувки из конденсатора поз. Т-14 направляются в конденсатор поз. Т-15, охлаждаемый теплоносителем ТНК "минус" 12 °С. Конденсат – стирол ректификат из конденсатора поз. Т-15 поступает в смеситель поз. С-4, где происходит разделение стирола-ректификата от не сконденсировавшихся паров. Не сконденсировавшиеся пары направляются на парожекторную установку.

Стирол-ректификат подается в отстойник позиции Е-8, где происходит отстаивание частиц воды. Из отстойника позиции Е-8 стирол-ректификат насосом поз. Н-10 через отстойник поз. Е-7, подается в виде флегмы в колонну поз. Кн-2. Стирол-ректификат с содержанием основного продукта до 99,96% откачивается на склад.

Подвод тепла к колонне поз. Кн-2 производится через кипятильник поз. Т-13, обогреваемый водяным паром. Расход пара в кипятильник поз. Т-13 поддерживается, с корректировкой по температуре в нижней части 1-го пакета колонны поз. Кн-2.

Кубовая жидкость колонны поз. Кн-2 насосом поз. Н-11 подается на питание колонны узла выделения фракции ацетофенона, для дополнительного выделения стирольной фракции из кубовой жидкости колонны поз. Кн-2.

3 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Дегидрирование этилбензола.

Стирол является одним из важнейших продуктов нефтехимии. Он полимеризуется при нагревании или под влиянием инициаторов с образованием твердого полимера – полистирола. Полистирол обладает хорошими электроизоляционными свойствами и большой химической стойкостью. Он применяется для изготовления деталей электро- и радиотехнической аппаратуры, пенопластов, пластмассовых изделий общего назначения; широко используются сополимеры стирола с акрилонитрилом, дивинилбензолом, N-винилкарбазолом. Одной из важнейших областей применения стирола является производство синтетических каучуков СКС путем сополимеризации стирола с бутадиеном.

Теоретические основы дегидрирования этилбензола.

Основным промышленным способом получения стирола считается дегидрирование этилбензола, который получают главным образом алкилированием бензола этиленом. Реакция является обратимой и равновесной. Реакция – эндотермическая и протекает с увеличением объема. Вследствие чего с повышением температуры и снижением парциального давления углеводорода увеличивается степень превращения этилбензола в стирол. При температуре процесса 560–640 °С конверсия этилбензола составляет 60%, а селективность достигает 83% масс.

Для увеличения глубины превращения сырье разбавляют водяным паром, что эквивалентно снижению давления реагирующей смеси. Этилбензольная шихта подается в массовом соотношении этилбензол : водяной пар = 1 : 2,8.

В результате побочных реакций толуола образуется в 5 раз больше, чем бензола.

Описание технологической схемы производства.

Этилбензольная шихта, представляющая смесь этилбензола-ректификата и возвратного этилбензола, поступает на дегидрирование в теплообменник поз. Т-1.

Этилбензольная шихта подогревается в теплообменнике поз. Т-1 до температуры 95 °С за счет тепла водного конденсата, подаваемого насосом поз. Н-1 из емкости поз. Е-6. Подогретая этилбензольная шихта поступает в испаритель поз. Т-2. В испарителе поз. Т-2 производится подогрев, испарение и частичный перегрев паров шихты до температуры 150÷170 °С за счет тепла конденсации пара 1,4 МПа.

Для снижения температуры кипения этилбензола в трубное пространство испарителя поз. Т-2

подается водяной пар 0,6 МПа, количество которого составляет 10÷15 % от веса этилбензола.

Пар 1,4 МПа подается в межтрубное пространство испарителя поз. Т-2.

Конденсат пара 1,4 МПа собирается в сборнике конденсата.

Из испарителя поз. Т-2 пары этилбензольной шихты поступают в трубное пространство перегревателя поз. Т-3, где перегреваются до температуры 530 °С за счет тепла перегретого водяного пара, выходящего из межступенчатого подогревателя реактора поз. Р-1₂.

Перегретые пары этилбензольной шихты из перегревателя поступают в смесительную камеру реактора поз. Р-1₁, где смешиваются с перегретым водяным паром, поступающим из пароперегревательной печи поз. П-1₂ с температурой не более 750 °С.

Водяной пар давления 0,2÷0,6 МПа, получаемый после редуцирования пара давления 1,4 МПа и вторичный пар из котлов – утилизаторов поз. Ку-1_{1,2} поступают в пароперегревательную печь поз. П-1₁, где перегреваются до температуры не более 750 °С и направляются в межступенчатый подогреватель, встроенный в верхней части реактора поз. Р-1₂. В межступенчатом подогревателе происходит подогрев контактного газа, выходящего из реактора поз. Р-1₁, до температуры 560÷640 °С.

После межступенчатого подогревателя реактора поз. Р-1₂ водяной пар с температурой 600÷640 °С поступает в перегреватель поз. Т-3, где перегреваются пары этилбензольной шихты.

Из перегревателя поз. Т-3 водяной пар с температурой 450 °С поступает на повторный перегрев в пароперегревательную печь поз. П-1₂. Перегретый пар из печи поз. П-1₂ поступает в реактор поз. Р-1₁.

Пароэтилбензольная смесь на входе в реактор поз. Р-1₁ имеет температуру 560÷640 °С. За счет эндотермической реакции после первой ступени дегидрирования температура контактного газа снижается до 550 °С.

Контактный газ из реактора поз. Р-1₁ поступает в межступенчатый подогреватель реактора поз. Р-1₂, где подогревается паром до температуры 560÷640 °С и затем направляется в реактор поз. Р-1₂. Контактный газ из реактора поз. Р-1₂ с температурой 550 °С поступает в котлы-утилизаторы поз. Ку-1_{1,2}.

Охлажденный до температуры 250 °С контактный газ из котлов – утилизаторов поз. Ку-1_{1,2} направляется в пенный аппарат поз. Пн-1, где охлаждается до температуры 100÷150 °С.

Одновременно в пенном аппарате поз. Пн-1 производится очистка контактного газа от катализаторной пыли.

Охлаждение и очистка контактного газа осуществляется химзагрязненным конденсатом, подаваемым насосом поз. Н-2 из сборника поз. Е-5.

Контактный газ после пенного аппарата поз. Пн-1 направляется в теплообменник поз. Т-7, где охлаждается до 70÷90 °С.

Контактный газ после теплообменника поз. Т-7 поступает в сепаратор поз. Е-1, где происходит отделение несконденсированного газа от конденсата.

Конденсат из сепаратора поз. Е-1 направляется в отстойник поз. Е-3. Несконденсированный газ после сепаратора поз. Е-1 поступает в конденсатор поз. Т-5, охлаждаемый оборотной водой и далее в сепаратор поз. Е-2.

В сепараторе поз. Е-2 происходит разделение несконденсированных газов от конденсата. Несконденсированный газ из сепаратора поз. Е-2 направляется на всас компрессора поз. М-1. Конденсат из конденсатора поз. Т-5 и сепаратора поз. Е-2 направляется в отстойник поз. Е-3.

Несконденсированный газ (абгаз), сжатый компрессором поз. М-1 до давления не более 0,25 МПа направляется для дальнейшего охлаждения и конденсации в конденсатор поз. Т-6, охлаждаемый теплоносителем ТНК.

Абгаз после конденсатора поз. Т-6 направляется на подовые горелки пароперегревательных печей поз. П-1_{1,2}.

Углеводородный конденсат после конденсаторов поз. Т-5, поз. Т-6 самотеком поступает в отстойник поз. Е-3, где происходит отстой и расслаивание конденсата.

Верхний слой – углеводородный конденсат («печное масло») из отстойника поз. Е-3 самотеком через смотровой фонарь поступает в сборник поз. Е-4, откуда насосом поз. Н-3 непрерывно подается в ректификационную колонну поз. Кт-1.

Нижний слой – водяной конденсат из отстойника поз. Е-3 самотеком поступает в сборник поз. Е-5, откуда насосом поз. Н-2 подается в пенный аппарат поз. Пн-1.

Ректификация углеводородного конденсата, содержащего не менее 50 % масс. стирола производится под глубоким вакуумом.

Ректификационная колонна поз. Кт-1 с ситчатыми двухпоточными тарелками предназначена для выделения из углеводородного конденсата бензол-толуольной фракции.

Режим колонны:

Остаточное давление, мм.рт.ст. (кПа) верха – не более 120 (16,0)

куба – не более 250 (33,3)

Температура, °С

куба – не более 103

Флегмовое число

10–20

Углеводородный конденсат – «печное масло» из емкости поз. Е-4 подается, в зависимости от

состава сырья и режима работы колонны, на 7,11 или 15 тарелку через теплообменник поз. Т–7, где подогревается контактным газом до температуры тарелки питания.

Пары с верха колонны поз. Кт–1 поступают в конденсатор поз. Т–9, охлаждаемый оборотной водой. Несконденсированные пары из конденсатора поз. Т–9 поступают в конденсатор поз. Т–10, охлаждаемый теплоносителем ТНК.

Дистиллят (бензол-толуольная фракция) из конденсаторов поз. Т–9, поз. Т–10 непрерывно забирается насосом поз. Н–6. Часть дистиллята подается в колонну поз. Кт–1 в виде флегмы, а остальная часть подается на дальнейшее разделение.

Подвод тепла к колонне поз. Кт–1 производится через кипятильник поз. Т–8, обогреваемый паром из коллектора пара давления 0,5 МПа. Паровой конденсат из кипятильника поз. Т–8 поступает в сборник конденсата.

Циркуляция кубовой жидкости колонны поз. Кт–1 через пленочный кипятильник поз. Т–8 производится насосом поз. Н–5.

Кубовая жидкость колонны поз. Кт–1 насосом поз. Н–4 подается на питание колонны поз. Кт–2.

Для предотвращения термополимеризации стирола на шестую тарелку колонны поз. Кт–1 подается раствор ингибитора ДОХ (диоксимпарахинона) в этилбензоле.

Ректификационная колонна поз. Кт–2 с насадкой типа Инталокс предназначена для выделения возвратного этилбензола из кубовой жидкости колонны поз. Кт–1.

Режим работы колонны:

Остаточное давление, мм.рт.ст. (КПа)	верха	– не более 38 (5)
	куба	– не более 133 (17,7)
Температура, °С	куба	– не более 95
Флегмовое число		7-10

Пары с верха колонны поз. Кт–2 поступают в конденсатор поз. Т–12, охлаждаемый оборотной водой. Несконденсированные пары из конденсатора поз. Т–12 поступают в конденсатор поз. Т–13, охлаждаемый теплоносителем ТНК. Дистиллят из конденсаторов поз. Т–12, поз. Т–13 непрерывно забирается насосом поз. Н–10, часть дистиллята подается в виде флегмы в колонну поз. Кт–2, а остальная часть откачивается на склад промежуточных продуктов.

Подвод тепла в колонне поз. Кт–2 производится через кипятильники поз. Т–11, обогреваемые паром давления 0,5 МПа. Паровой конденсат из кипятильников поз. Т–11 поступает в сборник конденсата. Циркуляция кубовой жидкости колонны поз. Кт–2 через пленочные кипятильники поз. Т–11 производится насосами поз. Н–9.

Кубовая жидкость колонны поз. Кт–2 насосом поз. Н–8 откачивается в емкость поз. Е–7. Из емкости поз. Е–7 стирол-сырец насосом поз. Н–7 подается на питание колонны поз. Кт–2.

Для предотвращения термополимеризации в насадке Инталокс, предусмотрена подача ингибитора Основание Маниха + стеариновая кислота в этилбензоле и раствора ингибитора ИПОН в линию питания.

Ректификационная колонна поз. Кт–3 с ситчатыми многопоточными тарелками предназначена для выделения стирола-ректификата.

Режим работы колонны:

Остаточное давление, мм.рт.ст. (КПа)	верха	– не более 30 (4,0)
	куба	– не более 100 (13,3)
Температура, °С	куба	– не более 82
Флегмовое число		1-2

Кубовая жидкость колонны поз. Кт–2 в зависимости от состава сырья и режима работы колонны поз. Кт–3 подается на 21,17,11 или 7 тарелки.

Пары с верха колонны поз. Кт–3 поступают в конденсатор поз. Т–15, охлаждаемый оборотной водой. Несконденсированные пары из конденсатора поз. Т–15 поступают в конденсатор поз. Т–16, охлаждаемый теплоносителем ТНК. Подвод тепла в колонну поз. Кт–3 производится через кипятильники поз. Т–14, обогреваемые паром 0,25 МПа. Паровой конденсат из кипятильников поз. Т–14 поступает в сборник конденсата.

Для предотвращения термополимеризации в 28-ую тарелку колонны поз. Кт–3 подается раствор третбутилпирокатехина в стироле.

Циркуляция кубовой жидкости колонны поз. Кт–3 через кипятильники поз. Т–14 производится насосом поз. Н–11.

Кубовая жидкость колонны поз. Кт–3 (смола КОРС) насосом поз. Н–12 подается на дальнейшую переработку.

Дистиллят (стирол-ректификат) из конденсаторов поз. Т–15 и поз. Т–16 непрерывно забирается насосом поз. Н–13. Часть дистиллята подается в колонну в виде флегмы, остальная часть откачивается на склад промежуточных продуктов.

4 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.

2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Изомеризация пентана.

Изопентан применяется в качестве высокооктанового компонента автомобильного и авиационного бензинов, а основное свое назначение он нашел в синтезе изопрена двухстадийным дегидрированием. Развитию этого способа получения изопрена способствуют большие ресурсы изопентана, присутствующие в газовом бензине.

Теоретические основы синтеза изопентана.

Процесс изомеризации углеводородов заключается в изменении их строения без изменения молекулярного веса и состава. Реакция изомеризации протекает по ионному механизму через промежуточное образование карбониевых ионов, которые являются инициаторами цепной реакции. Карбониевые ионы образуют олефины, содержащиеся в исходных парафиновых углеводородах в виде примесей в размере 2,5% масс.

Реакция является обратимым процессом, при котором устанавливается термодинамическое равновесие между нормальным и изопентаном. Равновесная конверсия н-пентана в изопентан составляет 49% масс. и достигается при температуре от 360 до 450 °С.

Изомеризация парафинов всегда сопровождается побочными реакциями расщепления (крекинга), вследствие чего в продуктах изомеризации присутствуют более низкокипящие углеводороды. Также возможно протекание изомеризации с образованием продуктов с более разветвленными цепями. Мольное соотношение продуктов реакции составляет C_4H_8 : нео- C_5H_{12} : C_3H_8 = 0,8 : 2,4 : 0,5.

Изомеризация протекает в присутствии газа, циркулирующего в системе, который вводят для подавления реакции диспропорционирования (перераспределения водорода). Мольное соотношение н-пентана к водороду составляет 1 : 3. Газовая смесь содержит до 85% водорода.

Достоинством процесса является высокая селективность пентана – 98% масс.

Описание технологической схемы производства.

Исходное сырье – нормальная пентановая фракция со склада поступает через холодильник Т-1, где охлаждается захлажденной водой до температуры 20 °С, во флегмовую емкость – отстойник Е-1 колонны Кт-1. Подача пентановой фракции регулируется регулирующим клапаном, который установлен на линии подачи пентана в холодильник Т-1. Подача сырья в колонну Кт-1 осуществляется с коррекцией по уровню емкости Е-1, регулирующий клапан установлен на линии подачи сырья в Кт-1.

Отходящая с верха колонны Кт-1 азеотропная смесь н-пентана и воды конденсируется в дефлегматоре Т-2, охлаждаемая водой. Разделению азеотропа и н-пентана способствует разность температур куба и верха колонны Кт-1 в пределах 4–5 °С. Конденсат из дефлегматора Т-2 поступает в отстойник Е-1. Водный слой из отстойной части Е-1 по уровню раздела фаз дренируется в дренажную емкость.

Углеводородный слой из Е-1 насосом Н-1 через теплообменник Т-3₁, обогреваемый паром 0,5 МПа (5,0 кгс/см²) подается в колонну Кт-1.

Колонна Кт-1 (колонна ректификационная с решетчатыми тарелками, диаметром 1800 мм, высотой 26000 мм) предназначена для отделения влаги от нормального пентана.

Режимная температура в кубе колонны Кт-1 обеспечивается подачей парового конденсата в испаритель Т-3₂ в постоянном количестве с коррекцией по температуре в кубе колонны Кт-1.

Осушенная н-пентановая фракция из куба колонны Кт-1 поступает в Е-2, которая является выносным кубом колонны, и насосом Н-2 из емкости подается на смешение с циркулирующим водородом.

Смешение происходит перед теплообменником Т-4 в мольном соотношении пентан : водород – н/б 1 : 3.

Газосырьевая смесь проходит межтрубное пространство теплообменника Т-4, где нагревается до температуры 280 °С за счет тепла отходящих реакционных газов после реактора Р-1.

Из теплообменника Т-4 газосырьевая смесь в паровой фазе поступает в печь поз. П-1, проходя последовательно конвекционную и радиантную камеры, газосырьевая смесь нагревается до температуры 360 ÷ 450 °С за счет тепла, получаемого от сгорания топливного газа в печи.

Регулирование температуры н-пентановой фракции на выходе из печи осуществляется подачей топливного газа в горелки печи.

Испаренное и перегретое сырье поступает в реактор Р-1, где в среде водорода и в присутствии катализатора протекает процесс изомеризации.

Условия реакции: температура не выше 450 °С; давление не больше 3,4 МПа (34 кгс/см²); объемная скорость не более 2,3 ч⁻¹.

Контактный газ из реактора Р-1 после охлаждения в теплообменнике Т-4 до 146 °С, (газо-сырьевой смесью) поступает в теплообменник Т-5, где охлаждается до 110 °С изомеризатом поступающим из емкости Е-3. Далее изомеризат поступает на узел стабилизации. В аппаратах воздушного охлаждения Т-6 контактный газ дополнительно охлаждается и конденсируется при температуре 55°С. Образовавшийся конденсат – изопентан-пентановая фракция отделяется от несконденсированного газа в сепараторе О-1, откуда по уровню выводится в емкость Е-3. В емкости Е-3 происходит дросселирование углеводородного конденсата до давления 1,5 МПа. Водородосодержащий газ из сепаратора О-1 поступает в Т-4, где смешивается с н-пентановой фракцией.

Изопентан-пентановая фракция из емкости Е-3, после предварительного подогрева контактным газом в теплообменнике Т-5 до 90 °С, поступает в теплообменник Т-7, в котором дополнительно нагревается до 120 °С кубовым продуктом колонн Кт-2 и поступает в колонну Кт-2 на 22, 26 тарелки. Колонна Кт-2 (колонна с клапанными тарелками диаметром 2600/3200 мм, высотой 44360 мм) предназначена для отделения легких углеводородов $C_1 - C_4$ из изомеризата методом ректификации.

Отходящие с верха колонны Кт-2 пары углеводородов охлаждаются и конденсируются при 57 °С в аппаратах воздушного охлаждения Т-9.

Образовавшийся конденсат поступает в емкость Е-4, а несконденсировавшиеся пары в количестве 20% от общего количества, поступают в кожухотрубчатый конденсатор Т-10, охлаждаемый промышленной водой.

Образовавшийся в конденсаторе Т-10 углеводородный конденсат поступает в емкость Е-4. Температура конденсата после конденсатора Т-10 регулируется изменением подачи охлаждающей воды в конденсатор Т-10.

Несконденсировавшиеся легкие углеводороды в постоянном количестве с коррекцией по давлению верха колонны Кт-2 из конденсатора Т-10 направляются в топливную сеть.

Конденсат из емкости Е-4 насосом Н-3 в постоянном количестве с коррекцией по уровню в емкости Е-4 направляется в колонну Кт-2 в качестве флегмы.

Изопентан-пентановая фракция из куба колонны Кт-2 в постоянном количестве с коррекцией по уровню в кубе колонны Кт-2 через теплообменник Т-7 обогреваемые кубовым продуктом колонны Кт-2 поступают в колонну Кт-3 на выделение изопентана на тарелки № 42, 48 или 56. Ректификационная колонна Кт-3, диаметром 5500 мм, высотой 83270 мм с клапанными тарелками, четырехпоточные, количество тарелок 111 шт. предназначена для получения изопентана путем ректификации суммы C_5 .

Отходящие с верха колонны Кт-3 пары углеводородов охлаждаются и конденсируются при 57 °С в аппаратах воздушного охлаждения Т-12.

Образовавшийся конденсат поступает в емкость Е-5, а несконденсировавшиеся пары в количестве 20% от общего количества, поступают в кожухотрубчатый конденсатор Т-13, охлаждаемый промышленной водой.

Образовавшийся в конденсаторе Т-13 углеводородный конденсат поступает в емкость Е-5.

Изопентановая фракция из емкости Е-5 откачивается насосом Н-4:

- часть конденсата в постоянном количестве подается в качестве флегмы на верх колонны Кт-3 ;
- другая часть конденсата по уровню в емкости Е-5 подается на склад в качестве товарного продукта.

Кубовой продукт колонны Кт-3 (не прореагировавший в реакторе Р-1 н-пентан) насосом Н-4 направляется в колонну Кт-4 в качестве рецикла.

Колонна Кт-4 предназначена для выделения углеводородов C_6 , образовавшихся в процессе изомеризации и пришедших с исходной фракцией н-пентана.

Рецикл н-пентановая фракция из куба колонны Кт-3 поступает в колонну Кт-4 на 34,38,44 тарелки.

С верха колонны Кт-4 отбираются пары н-пентановой фракции поступают в аппараты воздушного охлаждения Т-15, где конденсируются. Образовавшийся конденсат поступает в емкость Е-6, а несконденсировавшиеся пары в количестве до 20% от общего количества направляются в концевой кожухотрубчатый конденсатор Т-16, охлаждаемый промышленной водой.

Образовавшийся в конденсаторах Т-16 конденсат сливается в емкость Е-6, откуда откачивается насосом Н-5:

- часть дистиллята подается в колонну Кт-4 в качестве флегмы;
- другая часть дистиллята с коррекцией по уровню в емкости Е-6 передается в емкость Е-2 и далее на изомеризацию;

Кубовой продукт колонны Кт-4 циклопентан – гексановая фракция (C_6 и выше), отводится насосом Н-6 на склад.

5 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.

3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Синтез метилтретбутилового эфира.

Дефицит и дороговизна бензина, ставшие актуальными в настоящее время, вынуждают искать новые октаноповышающие компоненты топлив. Оксигенатные добавки используют для улучшения эксплуатационных свойств нефтяных топлив и сокращения расхода нефти на производство топлив для автомобилей. Более того оксигенаты снижают содержание токсичных веществ в выхлопных газах, увеличивая полноту сгорания углеводородов.

Взамен бензина в качестве моторного топлива нашли применение метанол и этанол, которые добавляют в количестве до 5% либо используют целиком вместо бензина. Низшие спирты обладают довольно высоким октановым числом (более 100), что позволяет использовать их в качестве присадок в автомобильном бензине. Однако от спиртов в качестве оксигенатов приходится отказываться вследствие того, что они обладают хорошей растворимостью в воде, которая присутствует в бензинах. Спирт переходит в водную фазу, в результате чего происходит нежелательное расслоение. Также метанол обладает более низкой теплотворной способностью и является весьма токсичным.

На данный момент наиболее высокими антидетонационными свойствами обладает метилтретбутиловый эфир. Он растворим в бензине и не переходит в водную фазу. У МТБЭ октановое число смещения достигает 135 ОЧ в зависимости от углеводородного состава бензина, к которому он добавляется. Наибольшую антидетонационную эффективность эфир проявляет в составе бензинов прямой перегонки и каталитического риформинга. Кроме того, введение МТБЭ позволяет уменьшить нагарообразование и снизить токсичность топлив.

Теоретические основы синтеза МТБЭ.

Производство МТБЭ занимает важное место среди новых процессов переработки метанола, реализованных в промышленности.

В основе синтеза МТБЭ лежит реакция О-алкилирования метанола изобутиленом.

Реакция является обратимой и равновесной, повышение давления способствует смещению равновесия в сторону образования эфира. Процесс протекает с выделением тепла, вследствие чего ему благоприятствуют низкие температуры.

Кроме основной целевой реакции О-алкилирования, при синтезе МТБЭ протекают димеризация изобутилена с образованием диизобутилена, гидратация изобутилена водой, содержащейся в исходном сырье с образованием ТМК и ряд других реакций.

В промышленных процессах синтеза МТБЭ наибольшее распространение получили в качестве катализаторов сульфированные ионообменные смолы, в частности сульфокатиониты.

Важными параметрами, влияющими на выход и качество МТБЭ, являются температура, давление и соотношение метанол: изобутилен. Оптимальными условиями являются: температура в зоне реакции не выше 77 °С; давление не более 1,15 МПа и соотношение метанол: изобутилен = 1,075:1. При таких параметрах конверсия изобутилена составляет 93,5%; селективность изобутилена на МТБЭ составляет 99,0. Мольное соотношение между продуктами реакции C_8H_{16} : ТМК=4:3.

Описание технологической схемы производства.

Процесс синтеза МТБЭ происходит в реакторе Р-5.

Метанол на установку поступает со склада в емкость Е-1, находящуюся под азотной подушкой. Давление азотной подушки (0,07 – 0,2 МПа) регулируется клапаном на линии отвода газовой фазы на факел среднего давления.

Изобутан-изобутиленовая фракция (ИИФ) с содержанием изобутилена 18–20 % масс. поступает на установку со склада с давлением 1,9 МПа в гидравлически заполненный сепаратор Е-3 для отделения воды, а затем в теплообменник Т-4. В трубопровод перед теплообменником Т-4 насосом Н-2 подается также метанол для получения реакционной смеси. Расход метанола регулируется в мольном соотношении "изобутилен/метанол" равным 1/ 1,075. Отделившаяся вода из отстойной зоны сепаратора Е-3 отводится в емкость Е-18.

Смесь метанола с ИИФ (реакционная смесь) нагревается в теплообменнике Т-4 паром 0,6 МПа до температуры не более 55 °С и поступает в реактор Р-5.

Пароконденсат из теплообменника Т-3, через конденсатоотводчик, отводится в цеховой коллектор пароконденсата.

Процесс синтеза МТБЭ протекает в реакторе адиабатического типа с тремя ярусами катализатора в жидкой фазе. В верхней части реактора Р-5 регулируется давление не более 1,15 МПа клапаном, установленным на трубопроводе выхода из реактора реакционной смеси на питание колонны Кт-11.

В каждом слое катализатора регистрируется сопротивление не более 0,1 МПа. В нижней части каждого яруса катализатора регистрируется температура не более 77 °С после 1-го слоя и не более 70 °С после 2-го и 3-го слоев.

После ярусов катализатора реакционная смесь охлаждается до 55 °С в теплообменниках Т-6 и Т-7 обратной водой.

На линиях выхода реакционной смеси из каждой секции реактора Р-5, а также на линии входа реакционной шихты в реактор, имеются фильтры Ф-8, Ф-9, Ф-10 для улова возможно уносимого катализатора. Давление до и после фильтра контролируется по месту манометрами.

Реакционная смесь из реактора Р-5 поступает в ректификационную колонну Кт-11.

Колонна Кт-11 предназначена для отгонки изобутановой фракции из реакционной смеси при давлении не выше 0,67 МПа, температуре куба не выше 135 °С и температуре верха не более 51 °С. Обогрев куба колонны Кт-11 производится в выносных кипятильниках Т-12, в межтрубное пространство которых подается пар давлением 0,6 МПа.

Пары изобутановой фракции с верха колонны Кт-11 поступают в конденсатор Т-15, охлаждаемый обратной водой, где конденсируется и сливаются в емкость Е-16.

В шлемовую линию колонны Кт-11 подается пар 1,4 МПа для отмывки изобутановой фракции от непрореагировавшего метанола в количестве до 2 т/час.

В емкости Е-16, гидравлически заполненной, происходит отстой и расслоение смеси изобутановой фракции и метанольной воды. Изобутановая фракция из верхней части емкости Е-16 отводится во вторую отстойную емкость Е-17. Изобутановая фракция из емкости Е-17 насосом Н-19 подается в колонну Кт-11 в виде флегмы (флегмовое число 0,5). Избыток изобутановой фракции тем же насосом откачивается на склад с коррекцией по уровню в емкости Е-17.

Метанольная вода с низа емкостей Е-16, Е-17 стекает в емкость Е-18. Из емкости Е-18 метанольная вода отводится на сжигание на установку обезвреживания химически загрязненных сточных вод.

Кубовая жидкость колонны Кт-11 (МТБЭ-ректификат) насосом Н-13, подается в теплообменник Т-14, где охлаждается от 135 до 40 °С обратной водой. МТБЭ, охлажденный в теплообменнике Т-25, с содержанием основного продукта менее 98,0%, ТМК не более 1,5% и диизобутилена не более 1,5% отводится на склад. При необходимости дальнейшей очистки МТБЭ в колонне Кт-20, данный продукт охлаждается в теплообменнике Т-25 от 135 до 60 °С и направляется на питание колонны Кт-20.

В ходе выделения товарного МТБЭ происходит до 0,5% потерь от всего образываемого продукта.

6 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Получение окиси пропилена.

Окись пропилена может применяться во многих синтезах вместо окиси этилена. На основе окиси пропилена получают антифризы, добавки к смазочным маслам для понижения температуры их застывания, эмульгаторы и другие поверхностно-активные вещества, смолы, антиоксиданты. Кроме того, окись пропилена как более устойчивое, чем окись этилена, вещество имеет и самостоятельное применение. Она является низкокипящим растворителем для углеводородов, виниловых полимеров, масел. Окись пропилена обладает в некоторой степени инсектицидными свойствами. Окись пропилена используется также в качестве промышленного азеотропного агента при разделении смеси пентанов и амиленов с диенами. Она нашла также применение для получения полиуретановых пенопластов.

Технологические основы получения окиси пропилена.

От применения гидроперекиси зависит скорость процесса, но почти не зависит его селективность. При практической реализации процесса предпочтение было отдано гидроперекиси этилбензола, на что повлияли легкость ее получения и ценность одновременно образующегося спирта (метилфенилкарбинола), который легко превратить в стирол.

Расход пропилена поддерживается в соотношении 7:1 к ГПЭБ.

Халкон-процесс отличается высокой конверсией ГПЭБ (99,5%), но при этом значительно снижается селективность процесса за счет протекания достаточно большого количества побочных реакций. На образование окиси пропилена расходуется 86% мол. гидроперекиси этилбензола, на образование

пропионового альдегида и ацетона – по 0,15% мол., на дегидратацию затрачивается 12,35% мол. ГПЭБ, на образование фенола – 0,8% мол. На реакцию образования ацетальдегида и МФК расходуется 0,5% мол. ГПЭБ, а также МФК образуется за счет 0,05% мол. ГПЭБ.

Благодаря совмещенному синтезу двух ценных продуктов – окиси пропилена и стирола, их высокого выхода по пропилену и этилбензолу Халкон-процесс оценивается как весьма перспективный для промышленной реализации. Как метод производства окиси пропилена он имеет явные преимущества перед хлоргидринным ввиду использования более дешевых вспомогательных веществ и перед надкислотами – из-за меньшей коррозии и лучшего выхода целевого продукта.

Описание технологической схемы производства.

Процесс эпексидирования пропилена гидроперекисью этилбензола осуществляется в каскаде из трех последовательно соединенных реакторов смешения поз. Р-1, Р-2, Р-3 при температуре 110–118 °С (температура в каскаде реакторов поддерживается с постоянным повышением от реактора к реактору на 1–2,5°С) и давлении 2,4–3,3 МПа (24–33 кгс/см²). Реактор поз. Р-1, Р-2, Р-3 представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с лопастной мешалкой, змеевиком, моторедуктором.

В первый реактор каскада поз. Р-1 непрерывно подаются пропилен, ГПЭБ, катализаторный комплекс. ГПЭБ и пропилен перед подачей в реактор поз. Р-1 смешиваются и подогреваются в теплообменнике поз. Т-1 паровым конденсатом до температуры не более 70°С. Расход ГПЭБ поддерживается постоянным. Расход пропилена поддерживается в соотношении 7:1 к ГПЭБ. Расход каткомплекса поддерживается по содержанию ГПЭБ в реакторах поз. Р-3 и подается по линии реакционной смеси, поступающей от теплообменника поз. Т-1 непосредственно в реактор поз. Р-1.

Процесс эпексидирования в реакторах поз. Р-1, поз. Р-2, поз. Р-3 протекает при интенсивном перемешивании реакционной массы при помощи мешалок, установленных на реакторах, при температуре 110–118 °С и давлении 2,4–3,3 МПа (24–33 кгс/см²).

Переход реакционной массы из реактора Р-1 в Р-2 и далее в Р-3 осуществляется самотеком. Реактора поз. Р-1, Р-2, Р-3 расположены на разных уровнях, эпексидат из реактора поз. Р-3 поступает по уровню в реакторе в отделитель узла выделения возвратного пропилен.

Мешалки реакторов снабжены лопастями, установленными на валу, и торцевыми уплотнениями, в которых происходит постоянная циркуляция уплотняющей жидкости (индустриальное масло).

Реакция эпексидирования пропилена протекает с выделением тепла, снимаемого теплоносителем ТНК от насоса поз. Н-1, циркулирующим через змеевики реакторов поз. Р-1, Р-2, Р-3.

Циркулирующий в системе теплоноситель ТНК поступает из змеевиков реакторов в емкость поз. Е-2, из которой насосом поз. Н-3 подается в теплообменник поз. Т-2, где охлаждается промышленной водой до температуры 60 °С. Затем теплоноситель направляется в змеевики реакторов эпексидирования.

В качестве аварийного охлаждения реакторов используется аммиачный холод с температурой 0 °С. В этом случае циркулирующий теплоноситель ТНК после теплообменника поз. Т-2 поступает в аммиачные испарители поз. Т-3, где охлаждается до температуры 5 °С за счет испарения жидкого аммиака и подается на охлаждение реакционной массы в змеевики реакторов эпексидирования. Питание испарителей поз. Т-3 жидким аммиаком производится из сети.

С целью исключения накопления кислорода, образующегося при побочных реакциях в реакторах эпексидирования, газовая фаза непрерывно сбрасывается из реакторов в виде постоянной отдувки пропилен с содержанием кислорода в ней не более 0,9 % об.

Для предотвращения завышения давления в реакторах поз. Р-1, Р-2, Р-3 выше расчетного установлены рабочие и резервные предохранительные клапаны. Сброс с предохранительных клапанов осуществляется на факел через сепаратор поз. Е-4.

При остановке на ремонт избыточное давление из реакторов сбрасывается на факел через сепаратор поз. Е-4.

Заохлаживание эпексидата осуществляется с помощью теплоносителя ТНК "минус" 12°С, подаваемого в змеевик емкости поз. Е-3. Емкость поз. Е-3 связана с реакторами уравнильной линией, открываемой перед сливом реакторов.

7 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Получение окиси этилена.

Окись этилена является одним из наиболее крупнотоннажных продуктов тяжелого органического синтеза на основе этилена. Это объясняется потребностью в окиси этилена как в исходном сырье для получения продуктов, все более широко используемых в авто- и авиатранспорте, в химической, горной, нефтяной отраслях промышленности. Основным производным окиси этилена является продукт ее гидратации – этиленгликоль, применяемый для производства антифриза, как растворитель, пластификатор, в производстве мономеров для синтетических волокон. Эфиры этиленгликоля, получаемые из окиси этилена и спиртов – метилового, этилового и бутилового, так называемые целлозольвы, являются прекрасными растворителями и широко применяются в лакокрасочной промышленности. Другие производные окиси этилена, например этаноламины, применяются в химической, газовой и нефтеперерабатывающей промышленности для очистки газов от сероводорода, двуокиси углерода и других примесей.

Способность окиси этилена полимеризоваться и сополимеризоваться с другими мономерами используется для получения полимеров с различными характеристиками. Жидкие и воскообразные или полутвердые полимеры могут использоваться в качестве пластификаторов, смазочных агентов.

Теоретические основы синтеза окиси этилена.

В промышленности в большом масштабе реализован метод получения окиси этилена прямым окислением этилена. Для проведения этой реакции предложено большое число высокоактивных катализаторов. Почти все они содержат в качестве основного компонента серебро. Применяемые катализаторы можно разделить на две основные группы: сплошные серебряные катализаторы и активное серебро на носителе.

Большое влияние на выход окиси этилена оказывает соотношение вводимых в процесс воздуха и этилена. Максимально возможная конверсия этилена составляет 90%.

При пропускании смеси этилена и воздуха над катализатором при 200–300 °С одновременно протекают реакции окисления и горения этилена. Горению подвергается 35% превращенного этилена.

Описание технологической схемы производства.

Этилен с завода этилена или с УЭТП по этиленопроводу с давлением не менее 23,5 бар подогревается в теплообменнике поз. Т–1. В межтрубное пространство теплообменника подается пар с давлением 9 бар для поддержания температуры этилена в пределах 45÷55 °С. Для подогрева предусмотрена также подача конденсата пара 1 бар от коллектора. Этилен поступает в камеру смешения, где смешивается с циркуляционным газом, поступающим из абсорбера поз. Кт–1.

Обогащенный этиленом в камере смешения циркуляционный газ поступает на всас компрессора поз. М–1 для дожимания.

Кислород с давлением не ниже 27,0 бар подается в камеру смешения для смешения с обогащенным этиленом циркуляционным газом, поступающим от компрессора поз. М–1.

Для поддержания стабильного давления метана в системе управления отсекающими клапанами камеры смешения предусмотрена подача метана 29 бар, помимо подачи метана 11 бар, в циркуляционный газ в линию нагнетания компрессора поз. М–1. Балластный метан предназначен для инертного разбавления циркуляционного газа с целью поддержания концентраций кислорода и этилена в заданных взрывобезопасных пределах.

Циркуляционный газ из абсорбера поз. Кт–1 поступает на всас компрессора поз. М–1, предварительно смешиваясь с этиленом. Далее циркуляционный газ подается в камеру смешения. В линию нагнетания компрессора вводится балластный метан, а также отмытый от двуокиси углерода до содержания 4,9 % об. циркуляционный газ.

На выходе из камеры смешения циркуляционный газ поступает в трубное пространство теплообменников поз. Т–2, Т–3, где нагревается до температуры 190÷237 °С потоком контактного газа, выходящего из реакторов поз. Р–1, Р–2.

Для повышения избирательной способности катализатора в циркуляционный газ после камеры смешения вводится дихлорэтан в токе метана.

Метан с давлением 29 бар подается в емкость поз. Е–1, где насыщается парами дихлорэтана и подается в трубопровод циркуляционного газа после камеры смешения.

Нагретый циркуляционный газ из трубного пространства теплообменников поз. Т–2, Т–3 поступает в верхнюю часть трубного пространства реакторов поз. Р–1, Р–2.

С нижней части контактный газ с температурой 225–282 °С поступает в межтрубное пространство теплообменников поз. Т–2, Т–3, где охлаждается до температуры 93–105 °С за счет отдачи тепла циркуляционному газу, проходящему по трубному пространству, при этом происходит конденсация воды, содержащейся в газе. Конденсат через конденсатоотводчики направляется за счет перепада давления в систему циркуляционной воды.

Из межтрубного пространства теплообменников поз. Т–2, Т–3 контактный газ поступает на абсорбцию окиси этилена в верхнюю секцию абсорбера поз. Кт–1. В этой секции установлено 30 ситчатых тарелок, а в нижней секции (сепараторе) смонтирован каплеотбойник для отделения уносимого с газом сорбента. Контактный газ подается под нижнюю тарелку абсорбера поз. Кт–1, сверху подается на орошение циркуляционная вода (тощий сорбент) с температурой не более 34 °С.

Циркуляционная вода, насыщенная окисью этилена, выводится из кубовой части верхней секции абсорбера поз. Кт-1.

Очищенный от окиси этилена контактный газ (циркуляционный газ) из верхней части абсорбера поз. Кт-1 с температурой 30–35 °С поступает в сепарационную нижнюю часть аппарата, где происходит отделение жидкости от газа.

Основная часть газа из сепаратора абсорбера поз. Кт-1 направляется на всас компрессора поз. М-1, другая – в количестве не более 800 кг/ч – отводится на утилизацию.

Система теплоносителя предназначена для отвода тепла из зоны реакции окисления этилена кислородом. Теплоноситель марки «Мобильтерм-605» поступает в верхнюю часть межтрубного пространства реакторов поз. Р-1, Р-2, нагревается за счет тепла реакции и поступает на всас насоса поз. Н-1, Н-2. От насосов часть теплоносителя подается в трубное пространство теплообменников-утилизаторов поз. Т-4, Т-5, где охлаждается за счет испарения конденсата и получения вторичного пара 24 бар.

После теплообменников-утилизаторов поз. Т-4, Т-5 охлажденная часть теплоносителя объединяется с другой частью теплоносителя, которая не проходит теплообменники-утилизаторы, и общий поток циркулирующего теплоносителя направляется снова в верхнюю часть межтрубного пространства реакторов поз. Р-1, Р-2. Температура мобильтерма на входе в реакторы поз. Р-1, Р-2 составляет 225÷271 °С. Для предотвращения местных перегревов катализатора в реакторах перепад температур между мобильтермом на входе в реакторы и контактным газом на выходе не должен превышать 17 °С.

Температура мобильтерма на выходе из реакторов составляет 230÷280 °С. Для исключения перегрева верхних частей реакторов поз. Р-1, Р-2 из под верхней трубной решетки постоянно отводится часть мобильтерма и подается в буферные емкости поз. Е-3, Е-4.

Давление мобильтерма на выходе из теплообменников-утилизаторов поз. Т-4, Т-5 составляет 3,8–6,8 бар.

8 вариант

На основании описания технологической схемы производства:

1 - составить схему материальных потоков производства.

2 – определить основное оборудование на стадиях:

а) химического превращения;

б) разделения реакционной смеси.

Процесс синтеза МТБЭ происходит в реакторе Р-5.

Метанол на установку поступает со склада в емкость Е-1, находящуюся под азотной подушкой. Давление азотной подушки (0,07–0,2 МПа) регулируется клапаном на линии отвода газовой фазы на факел среднего давления.

Изобутан-изобутиленовая фракция (ИИФ) с содержанием изобутилена 18–20 % масс. поступает на установку со склада с давлением 1,9 МПа в гидравлически заполненный сепаратор Е-3 для отделения воды, а затем в теплообменник Т-4. В трубопровод перед теплообменником Т-4 насосом Н-2 подается также метанол для получения реакционной шихты. Расход метанола регулируется в массовом соотношении "изобутилен/метанол" равным 1/ 0,5÷0,7. Отделившаяся вода из отстойной зоны сепаратора Е-3 отводится в емкость Е-18.

Смесь метанола с ИИФ (реакционная смесь) нагревается в теплообменнике Т-4 паром 0,6 МПа до температуры не более 55 °С и поступает в реактор Р-5.

Пароконденсат из теплообменника Т-3, через конденсатоотводчик, отводится в цеховой коллектор пароконденсата.

Процесс синтеза МТБЭ протекает в реакторе адиабатического типа в жидкой фазе на катализаторе. Процесс синтеза экзотермический, в реакторе имеется три яруса катализатора. В верхней части реактора Р-5 регулируется давление не более 1,15 МПа клапаном установленного на трубопроводе выхода из реактора реакционной смеси на питание колонны Кт-11

В каждом слое катализатора регистрируется сопротивление не более 0,1 МПа. В нижней части каждого яруса катализатора регистрируется температура не более 77 °С после 1-го слоя и не более 70 °С после 2-го и 3-го слоев.

Тепло экзотермической реакции после верхнего яруса катализатора снимается охлаждением реакционной смеси от 77 °С до 55 °С в теплообменнике Т-6 оборотной водой.

Тепло реакции после второго яруса катализатора снимается в теплообменнике Т-7 оборотной водой.

На линиях выхода реакционной смеси из каждой секции реактора Р-5, а также на линии входа реакционной шихты в реактор, имеются фильтры Ф-8, Ф-9, Ф-10 для улова возможно уносимого катализатора. Давление до и после фильтра контролируется по месту манометрами.

Узел разделения реакционной смеси и выделения товарного МТБЭ

Реакционная смесь из реактора Р-5 поступает в ректификационную колонну Кт-11.

Колонна Кт-11 предназначена для отгонки изобутановой фракции из реакционной смеси при давлении не выше 0,67 МПа, температуре куба не выше 135 °С и температуре верха не более 51 °С. Обогрев куба колонны Кт-11 производится в выносных кипятильниках Т-12, в межтрубное пространство которых подается пар давлением 0,6 МПа.

Пары изобутановой фракции с верха колонны Кт-11 поступают в конденсатор Т-15 охлаждаемый оборотной водой, где конденсируется и сливаются в емкость Е-16.

В шлемовую линию колонны Кт-11, подается пар 1,4 МПа для отмывки изобутановой фракции от не прореагировавшего метанола в количестве до 2,0 т/час.

В емкости Е-16, гидравлически заполненной, происходит отстой и расслоение смеси изобутановой фракции и метанольной воды. Изобутановая фракция из верхней части емкости Е-16 отводится во вторую отстойную емкость Е-17. Изобутановая фракция из емкости Е-17 насосом Н-19 подается в колонну Кт-11 в виде флегмы (флегмовое число 0,5). Избыток изобутановой фракции тем же насосом откачивается на склад с коррекцией по уровню в емкости Е-17.

Метанольная вода с низа емкостей Е-16, Е-17 стекает в емкость Е-18. Из емкости Е-18 метанольная вода отводится на сжигание на установку обезвреживания химически загрязненных сточных вод.

Кубовая жидкость колонны Кт-11 (МТБЭ-ректификат) насосом Н-13, подается в теплообменник Т-14, где охлаждается от 135 до 40 °С оборотной водой. МТБЭ, охлажденный в теплообменнике Т-25, отводится на склад. При необходимости дальнейшей очистки МТБЭ в колонне Кт-20, данный продукт охлаждается в теплообменнике Т-25 от 135 до 60 °С и направляется на питание колонны Кт-20.

Исходные данные:

Производительность установки по МТБЭ товарному – 50000 тонн в год.

Годовой фонд рабочего времени 8400 часов.

Мольное соотношение метанол/изобутилен 1,075:1

Конверсия изобутилена - 93,5%.

Селективность изобутилена на МТБЭ – 99,0%.

Селективность изобутилена на диизобутилен – 0,6%.

Селективность изобутилена на ТМК – 0,4%.

Содержание реагентов в товарном МТБЭ:

МТБЭ – не менее 98,0%.

ТМК – не более 1,5%.

диизобутилена – не более 1,5%.

Потери МТБЭ – 0,5 % от всего образываемого МТБЭ.

Основная реакция:

$i-C_4H_8 + CH_3OH \rightarrow C_4H_9OCH_3$ (образование МТБЭ)

Побочные реакции:

$i-C_4H_8 + H_2O \rightarrow C_4H_9OH$ (образование ТМК)

$2 i-C_4H_8 \rightarrow C_8H_{16}$ (образование диизобутилена).

9 вариант

На основе предложенного материала:

1. Составить схему материальных потоков.
2. Составить материальный баланс данного реакторного блока. Рассчитать расходные коэффициенты по сырью.
3. Составить тепловой баланс реактора окисления этилена.

Окисление этилена.

Процесс получения окиси этилена состоит из двух параллельно работающих линий. Рассмотрим одну из них.

Этилен с завода этилена или с УЭТП по этиленопроводу с давлением не менее 22,5 бар подогревается в теплообменнике поз. Т-1 и разделяется на две линии синтеза. В межтрубное пространство теплообменника подается пар с давлением 9 бар для поддержания температуры этилена в пределах 45÷55 °С. Очищенный от механических примесей, этилен поступает в станцию смешения, где смешивается с циркуляционным газом, поступающим из абсорбера поз. Кт-1.

Обогащенный этиленом в станции смешения циркуляционный газ поступает на всас компрессора поз. К-1 для дожимания.

Кислород из цеха № 2408 (АКС) с давлением не ниже 27 бар подается в камеру смешения С-1 для смешения с обогащенным этиленом циркуляционным газом, поступающим от компрессора поз. К-1. Смешение циркуляционного газа с кислородом проходит за счет турбулентности потока циркуляционного газа и кислорода.

Для инертного разбавления циркуляционного газа, с целью поддержания концентраций кислорода и этилена в заданных взрывобезопасных пределах, в линию нагнетания компрессора поз. К-1 вводится балластный азот давлением 29 бар.

Циркуляционный газ из абсорбера поз. Кт-1 поступает на всас компрессора поз. К-1, предварительно смешиваясь с этиленом. Компрессором поз. К-1 циркуляционный газ подается в станцию смешения С-1. В линию нагнетания компрессора вводится балластный азот. Концентрация кислорода и этилена в циркуляционном газе на выходе из станции смешения С-1 контролируется и регистрируются анализаторами.

На выходе из станции смешения циркуляционный газ делится на два потока и поступает в трубное пространство теплообменников поз. Т–2,3, где нагревается до температуры 190–237 °С потоком контактного газа, выходящего из реакторов поз. Р–1,2. При повышении давления на входе в трубное пространство теплообменников поз. Т–2,3 до 28 бар, на выходе 30,5 бар срабатывает разрывная предохранительная мембрана и газ стравливается в атмосферу.

Для повышения избирательной способности катализатора в циркуляционный газ после станции смешения в каждую линию синтеза вводится дихлорэтан в токе азота.

Азот с давлением 29 бар подается в емкость поз. Е–3, где насыщается парами дихлорэтана и подается в трубопровод циркуляционного газа после камеры смешения.

Нагретый циркуляционный газ из трубного пространства теплообменников поз. Т–2,3 поступает в верхнюю часть трубного пространства реакторов поз. Р–1,2.

С нижней части реакторов контактный газ с температурой 225–282 °С поступает в межтрубное пространство теплообменников поз. Т–2,3, где охлаждается до температуры 93–105 °С за счет отдачи тепла циркуляционному газу, проходящему по трубному пространству, при этом происходит конденсация воды, содержащейся в газе. Конденсат через конденсатоотводчики направляется за счет перепада давления в систему циркуляционной воды. При повышении давления в реакторах до 30,5 бар срабатывают разрывные предохранительные мембраны.

Из межтрубного пространства теплообменников поз. Т–2,3 контактный газ поступает на абсорбцию окиси этилена в верхнюю секцию абсорбера поз. Кт–1. В этой секции установлено 30 ситчатых тарелок, а в нижней секции (сепараторе) смонтирован каплеотбойник для отделения уносимого с газом сорбента. Контактный газ подается под нижнюю тарелку абсорбера поз. Кт–1, сверху подается на орошение циркуляционная вода (тощий сорбент – слабый, 7% раствор гликолей) с температурой не более 34 °С. Циркуляционная вода, насыщенная окисью этилена, выводится из кубовой части верхней секции абсорбера поз. Кт–1.

Очищенный от окиси этилена контактный газ (циркуляционный газ) из верхней части абсорбера поз. Кт–1 с температурой 30–35 °С поступает в сепарационную нижнюю часть аппарата, где происходит отделение жидкости от газа.

Основная часть газа из сепаратора абсорбера поз. Кт–1 направляется на всас компрессора поз. К–1, другая – в количестве не более 800 кг/ч – отводится на сжигание в печь. Этот вывод осуществляется с целью удаления из системы инертных газов (аргона, азота), а также метана, этана поступающих в газовую смесь с сырьем.

Система теплоносителя предназначена для отвода тепла из зоны реакции окисления этилена кислородом.

В качестве теплоносителя используется «Мобильтерм–605».

В связи с тем, что в процессе контактирования выделяется большое количество тепла, для каждого реактора предусмотрена независимая система теплоносителя.

Теплоноситель марки «Мобильтерм–605» поступает в верхнюю часть межтрубного пространства реакторов поз. Р–1,2, нагревается за счет тепла реакции и поступает на всас насосов поз. Н–1,2,3,4. От насосов часть теплоносителя подается в трубное пространство котлов-утилизаторов поз. Ко-1,2, где охлаждается за счет испарения конденсата и получения вторичного пара 24 бар.

После котлов-утилизаторов поз. Ко–1,2 охлажденная часть теплоносителя объединяется с другой частью теплоносителя, которая не проходит котлы-утилизаторы, и общий поток циркулирующего теплоносителя направляется снова в верхнюю часть межтрубного пространства реакторов поз. Р–1,2. Температура мобильтерма на входе в реакторы поз. Р–1,2 составляет 225–271 °С. Для предотвращения местных перегревов катализатора в реакторах перепад температур между мобильтермом на входе в реакторы и контактным газом на выходе не должен превышать 17 °С.

Температура мобильтерма на выходе из реакторов составляет 230–280 °С. Для исключения перегрева верхних частей реакторов поз. Р–1,2 из-под верхней трубной решетки постоянно отводится часть мобильтерма и подается в буферные емкости поз. Е–1,2.

Задание 2.

Годовая производительность установки 200000 тысяч тонн/год товарной окиси этилена.

Эффективное время работы установки 350 дней в году.

Конверсия этилена 11%.

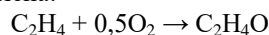
Селективность процесса окисления 80% масс.

Технический этилен содержит 1% примесей, технический кислород 2% примесей.

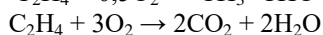
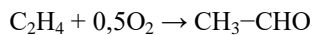
Мольное соотношение между побочными продуктами 6,3 : 1,2.

Состав поданного сырья: этилен – 4% об., кислород – 7% об.

Целевая реакция получения окиси этилена:



Побочные реакции:



Задание 3.

Составить тепловой баланс реактора получения окиси этилена, если процесс осуществляется в реакторе изотермического типа. Рабочая температура 210 °С, температура хладагента (дифенила) на входе в реактор 150 °С, на выходе 198 °С. Потери в окружающую среду составляют 1,5% от количества подводимой теплоты.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
H ₂ O	-241,81	33,61
CO ₂	-393,51	37,11
O ₂	0	29,37
C ₂ H ₄	52,30	43,56
Окись этилена	-52,63	48,50
Ацетальдегид	-166,00	54,64
Дифенил	182,09	162,34

10 вариант

На основе предложенного материала:

1. Выявить основные химические реакции, составить схему химических превращений.
2. Составить схему материальных потоков, определить стадии и оборудования, входящие в каждую стадию.
3. Сформулировать исходные данные.
4. Составить материальный баланс данного процесса (по аппаратам), определить расходные коэффициенты.
5. Определить взаимосвязь между аппаратами (в виде функциональных блоков), составить принципиальную схему данного химико-технологического процесса.
6. Составить схемы тепловых потоков.
7. Определение количества затрачиваемой энергии.

Синтез метилтретбутилового эфира.

Дефицит и дороговизна бензина, ставшие актуальными в настоящее время, вынуждают искать новые октаноповышающие компоненты топлив. Оксигенатные добавки используют для улучшения эксплуатационных свойств нефтяных топлив и сокращения расхода нефти на производство топлив для автомобилей. Более того оксигенаты снижают содержание токсичных веществ в выхлопных газах, увеличивая полноту сгорания углеводородов.

Взамен бензина в качестве моторного топлива нашли применение метанол и этанол, которые добавляют в количестве до 5% либо используют целиком вместо бензина. Низшие спирты обладают довольно высоким октановым числом (более 100), что позволяет использовать их в качестве присадок в автомобильном бензине. Однако от спиртов в качестве оксигенатов приходится отказываться вследствие того, что они обладают хорошей растворимостью в воде, которая присутствует в бензинах. Спирт переходит в водную фазу, в результате чего происходит нежелательное расслоение. Также метанол обладает более низкой теплотворной способностью и является весьма токсичным.

На данный момент наиболее высокими антидетонационными свойствами обладает метилтретбутиловый эфир. Он растворим в бензине и не переходит в водную фазу. У МТБЭ октановое число смешения достигает 135 ОЧ в зависимости от углеводородного состава бензина, к которому он добавляется. Наибольшую антидетонационную эффективность эфир проявляет в составе бензинов прямой перегонки и каталитического риформинга. Кроме того, введение МТБЭ позволяет уменьшить нагарообразование и снизить токсичность топлив.

Теоретические основы синтеза МТБЭ.

Производство МТБЭ занимает важное место среди новых процессов переработки метанола, реализованных в промышленности.

В основе синтеза МТБЭ лежит реакция О-алкилирования метанола изобутиленом.

Реакция является обратимой и равновесной, повышение давления способствует смещению равновесия в сторону образования эфира. Процесс протекает с выделением тепла, вследствие чего ему благоприятствуют низкие температуры.

Кроме основной целевой реакции О-алкилирования, при синтезе МТБЭ протекают димеризация изобутилена с образованием диизобутилена, гидратация изобутилена водой, содержащейся в исходном сырье с образованием ТМК и ряд других реакций.

В промышленных процессах синтеза МТБЭ наибольшее распространение получили в качестве катализаторов сульфированные ионообменные смолы, в частности сульфокатиониты.

Важными параметрами, влияющими на выход и качество МТБЭ, являются температура, давление и соотношение метанол: изобутилен. Оптимальными условиями являются: температура в зоне реакции не выше 77 °С; давление не более 1,15 МПа и соотношение метанол: изобутилен = 1,075:1. При таких параметрах конверсия изобутилена составляет 93,5%; селективность изобутилена на МТБЭ составляет 99,0. Мольное соотношение между продуктами реакции C₈H₁₆ : ТМК=4:3.

Описание технологической схемы производства.

Процесс синтеза МТБЭ происходит в реакторе Р-5.

Метанол на установку поступает со склада в емкость Е-1, находящуюся под азотной подушкой. Давление азотной подушки (0,07 – 0,2 МПа) регулируется клапаном на линии отвода газовой фазы на факел среднего давления.

Изобутан-изобутиленовая фракция (ИИФ) с содержанием изобутилена 18–20 % масс. поступает на установку со склада с давлением 1,9 МПа в гидравлически заполненный сепаратор Е-3 для отделения воды, а затем в теплообменник Т-4. В трубопровод перед теплообменником Т-4 насосом Н-2 подается также метанол для получения реакционной шихты. Расход метанола регулируется в мольном соотношении "изобутилен/метанол" равным 1/ 1,075. Отделившаяся вода из отстойной зоны сепаратора Е-3 отводится в емкость Е-18.

Смесь метанола с ИИФ (реакционная смесь) нагревается в теплообменнике Т-4 паром 0,6 МПа до температуры не более 55 °С и поступает в реактор Р-5.

Пароконденсат из теплообменника Т-3, через конденсатоотводчик, отводится в цеховой коллектор пароконденсата.

Процесс синтеза МТБЭ протекает в реакторе адиабатического типа с тремя ярусами катализатора в жидкой фазе. В верхней части реактора Р-5 регулируется давление не более 1,15 МПа клапаном, установленным на трубопроводе выхода из реактора реакционной смеси на питание колонны Кт-11.

В каждом слое катализатора регистрируется сопротивление не более 0,1 МПа. В нижней части каждого яруса катализатора регистрируется температура не более 77 °С после 1-го слоя и не более 70 °С после 2-го и 3-го слоев.

После ярусов катализатора реакционная смесь охлаждается до 55 °С в теплообменниках Т-6 и Т-7 оборотной водой.

На линиях выхода реакционной смеси из каждой секции реактора Р-5, а также на линии входа реакционной шихты в реактор, имеются фильтры Ф-8, Ф-9, Ф-10 для улова возможно уносимого катализатора. Давление до и после фильтра контролируется по месту манометрами.

Реакционная смесь из реактора Р-5 поступает в ректификационную колонну Кт-11.

Колонна Кт-11 предназначена для отгонки изобутановой фракции из реакционной смеси при давлении не выше 0,67 МПа, температуре куба не выше 135 °С и температуре верха не более 51 °С. Обогрев куба колонны Кт-11 производится в выносных кипятильниках Т-12, в межтрубное пространство которых подается пар давлением 0,6 МПа.

Пары изобутановой фракции с верха колонны Кт-11 поступают в конденсатор Т-15, охлаждаемый оборотной водой, где конденсируется и сливаются в емкость Е-16.

В шлемовую линию колонны Кт-11 подается пар 1,4 МПа для отмывки изобутановой фракции от непрореагировавшего метанола в количестве до 2 т/час.

В емкости Е-16, гидравлически заполненной, происходит отстой и расслоение смеси изобутановой фракции и метанольной воды. Изобутановая фракция из верхней части емкости Е-16 отводится во вторую отстойную емкость Е-17. Изобутановая фракция из емкости Е-17 насосом Н-19 подается в колонну Кт-11 в виде флегмы (флегмовое число 0,5). Избыток изобутановой фракции тем же насосом откачивается на склад с коррекцией по уровню в емкости Е-17.

Метанольная вода с низа емкостей Е-16, Е-17 стекает в емкость Е-18. Из емкости Е-18 метанольная вода отводится на сжигание на установку обезвреживания химически загрязненных сточных вод.

Кубовая жидкость колонны Кт-11 (МТБЭ-ректификат) насосом Н-13, подается в теплообменник Т-14, где охлаждается от 135 до 40 °С оборотной водой. МТБЭ, охлажденный в теплообменнике Т-25, с содержанием основного продукта менее 98,0%, ТМК не более 1,5% и диизобутилена не более 1,5% отводится на склад. При необходимости дальнейшей очистки МТБЭ в колонне Кт-20, данный продукт охлаждается в теплообменнике Т-25 от 135 до 60 °С и направляется на питание колонны Кт-20.

В ходе выделения товарного МТБЭ происходит до 0,5% потерь от всего образываемого продукта.

Требования к оформлению:

Контрольная работа оформляется в тетради. Задания требуют ответа на теоретические вопросы, в которых необходимо дать полный, развернутый ответ на поставленный вопрос и практические вопросы. В конце работы необходимо указать список использованной литературы.

Вариант контрольной работы выбирается студентами по последним цифрам номера зачетной книжки с 1 по 10 вариант. Если последние цифры номера зачетной книжки больше 10, то вариант выбирается по сумме двух последних цифр. Например, последние цифры номера зачетной книжки 23, это соответствует 5 варианту контрольного задания.

Критерии оценки:

- максимально 20 баллов за контрольную работу;
- минимально 12 баллов за контрольную работу.

МИНОБРНАУКИ РОССИИ
 Нижнекамский химико-технологический институт (филиал) федерального
 государственного бюджетного образовательного учреждения
 высшего образования
 «Казанский национальный исследовательский технологический университет»
 Кафедра Химической технологии органических веществ
 Направление подготовки: 18.03.01 Химическая технология
 Профиль: Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

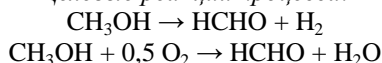
Контрольная работа (домашняя) (заочная, заочная ВО ф.о.) (2 семестр)

Б1.В.05 Оборудование заводов основного органического и нефтехимического синтеза

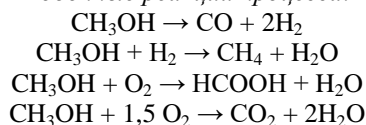
1 вариант

Задание 1. Составить материальный баланс реактора каталитического окисления метанола кислородом воздуха. Процесс осуществляется на серебряном катализаторе. Производительность реактора 80 т.т/год по формальдегиду. Избирательность процесса превращения метанола в формальдегид - 0,78. Степень превращения метанола - 0,93. Содержание метанола в спирто-воздушной смеси - 45% об. Мольное соотношение продуктов в продукционном газе $\text{НСООН}:\text{CO}_2:\text{CO}:\text{CH}_4$ равно 0,4:0,6:1,5:1,3. Установка работает в течение 355 дней в году.

Целевые реакции процесса:



Побочные реакции процесса:



Задание 2. Составить тепловой баланс реактора окисления метанола, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Спирто-воздушная смесь на входе в реактор имеет температуру 100 °С. Потери в окружающую среду составляют 5% от количества подводимой теплоты.

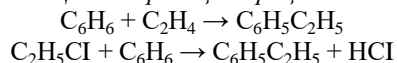
2.2 процесс осуществляется в трубчатом реакторе изотермического типа при температуре 110 °С. Начальная температура: спирто-воздушной смеси составляет 110 °С, органического теплоносителя (дифенил) 95 °С. Температура органического теплоносителя на выходе из реактора 115 °С. Потери в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
CH_3OH	-201	44,13
НСНО	-115,9	35,39
H_2	0	28,83
H_2O	-241,81	33,61
CO	-110,53	29,14
CH_4	-74,85	35,71
НСООН	-424,76	99,04
CO_2	-393,51	37,11
O_2	0	29,37
дифенил	182,09	162,34

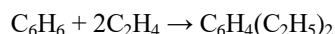
2 вариант

Задание 1. Составить материальный баланс реактора алкилирования бензола этиленом производительностью 140 т.т в год по этилбензолу-ректификату. Эффективное время работы установки 350 дней в году. Содержание этилбензола в этилбензоле-ректификате 99,9 % масс. Исходное мольное соотношение бензол : этилен равно 5 : 1. Расход катализатора AlCl_3 на 1 т. товарного этилбензола равен 4 кг. Расход активатора хлористого этила на 1 т. товарного этилбензола 3 кг. Потери этилбензола - 3 % масс. Потери этилена: с отдувками 1,0 % масс. от количества связанного этилена. Количество образующихся побочных продуктов – 500 кг/ч.

Целевая реакция процесса:



Побочные реакции процесса:



Задание 2. Составить тепловой баланс алкилятора, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Исходная реакционная смесь имеет температуру 65 °С. Потери в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты. Температура в реакторе поддерживается в пределах 70-80 °С, за счет испарения бензола. Рассчитать количество испарившегося бензола. Теплота испарения бензола 135 кДж/моль.

2.2 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа со встроенным змеевиковым теплообменником. Исходная реакционная смесь имеет температуру 65 °С, начальная температура теплоносителя (вода) 50 °С. Потери в окружающую среду составляют 3% от количества подводимой теплоты. Температура в реакторе поддерживается в пределах 70-80 °С.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
Бензол	82,93	81,67
Этилен	52,30	43,56
Хлорэтан	-111,72	62,72
Этилбензол	29,79	128,41
Диэтилбензол		
Хлористый водород	-92,31	29,14

3 вариант

Задание 1. Составить материальный баланс хлоратора в производстве хлорбензола, определить селективность процесса и степень превращения бензола, если производительность установки равна П т/сут. по хлорбензолу. Состав жидких продуктов (% масс.) следующий: бензол -65,0; хлорбензол - 32,0; дихлорбензол - 2,5; трихлорбензол - 0,5. Технический хлор содержит 98 % основного вещества. Технический бензол содержит 2,5 % примесей.

Целевая реакция процесса хлорирования:



Побочные реакции:



Задание 2. Составить тепловой баланс хлоратора бензола, если

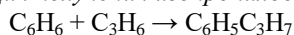
2.1 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа при температуре 70 °С. Температура хладагента на входе в реактор 30° С. Потери в окружающую среду составляют 1,5% от количества подводимой теплоты.

2.2 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа при температуре испарения бензола. Потери тепла в окружающую среду составляют 2 % от количества подводимой теплоты. Начальная температура 65 °С.

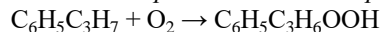
4 вариант

Задание 1. Составить материальный баланс реактора для производства фенола кумольным способом, если производительность установки равна 50 т/сут. по фенолу. Выход изопропилбензола из бензола составляет 90% от теоретического, а фенола из изопропилбензола - 93%. Технический пропилен имеет следующий состав 30 % (масс.) пропилена, 70 % (масс.) пропана. Технический бензол содержит 5 % (масс.) толуола.

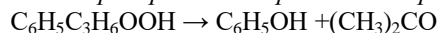
Реакция получения изопропилбензола:



Реакция окисления изопропилбензола в гидроперекись:



Реакция разложения гидроперекиси с образованием фенола и ацетона:



Задание 2. Составить тепловой баланс реактора получения фенола, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Сырье поступает с температурой 75 °С. Потери тепла в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты.

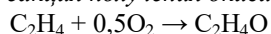
2.2 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа при температуре 90 °С. Температура хладагента на входе в реактор 45 °С. Потери в окружающую среду составляют 3% от количества подводимой теплоты. Температура хладагента на выходе из реактора составляет 75 °С.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
Бензол	82,93	81,67
Пропилен	20,41	63,89
Изопропилбензол		
Гидроперекись ИПБ		
Фенол	-164,85	134,70
Ацетон	-217,57	74,90
Кислород	0	29,37

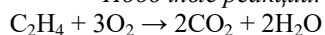
5 вариант

Задание 1. Составить материальный баланс реактора для производства окиси этилена прямым каталитическим окислением этилена кислородом. Производительность установки 200 т.т. в год товарной окиси этилена. Эффективное время работы установки 350 дней в году. Состав исходной газовой смеси (% об.): этилен - 3; кислород - 7; азот - остальное. Конверсия этилена 11%. Селективность процесса окисления 80% масс. Технический этилен содержит 2% примесей. Мольное соотношение между побочными продуктами 6,3:1,2.

Реакция получения окиси этилена:



Побочные реакции:



Задание 2. Составить тепловой баланс реактора получения окиси этилена, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа. Рабочая температура 200 °С, температура хладагента (воды) на входе в реактор 165 °С. Рассчитать количество образующегося пара ($r=2,138 \cdot 10^6$ кДж/моль – теплота парообразования). Температура фазового перехода 210 °С. Потери в окружающую среду составляют 1,5% от количества подводимой теплоты.

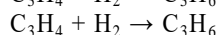
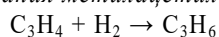
2.2 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа. Рабочая температура 210 °С, температура хладагента (дифенила) на входе в реактор 150 °С, на выходе 198 °С. Потери в окружающую среду составляют 1,5% от количества подводимой теплоты.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
H ₂ O	-241,81	33,61
CO ₂	-393,51	37,11
O ₂	0	29,37
C ₂ H ₄	52,30	43,56
Окись этилена	-52,63	48,50
Ацетальдегид	-166,00	54,64
Дифенил	182,09	162,34

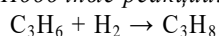
6 вариант

Задание 1. Составить материальный баланс реактора очистки пропилена от МАПД методом гидрирования метилацетилен и пропадиена производительностью 110 т.т. в год по пропилену. Установка работает в течение 355 дней в году. Состав метилацетиленовой пропадиеновой фракции на входе в реактор: метилацетилен - 4%, пропадиен - 2%, пропилен - 54% масс, остальное пропан. Селективность процесса гидрирования 0,95. Конверсия: на первой стадии 90%, второй 25%, третьей 18 %. Потери пропилен 3%. Соотношение водород: МАПД равно 1,5:1 моль.

Реакция гидрирования метилацетилен и пропадиена:



Побочные реакции:



Задание 2. Составить тепловой баланс реактора получения пропилен, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Сырье поступает на первую секцию с температурой 100 °С. Потери тепла в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты.

2.2 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа при температуре 90 °С. Температура хладагента (водяного конденсата) на входе в реактор 60 °С. Потери в окружающую среду составляют 3% от количества подводимой теплоты. Тепло снимается за счет испарения парового конденсата при давлении 1 ат.

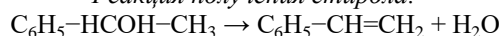
Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
Метилацетилен		
Пропилен	192,13	58,99
Пропилен	20,41	63,89
Водород	0	28,83
Пропан	-103,85	73,51

7 вариант

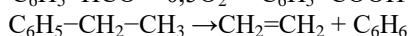
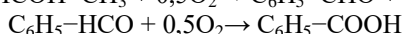
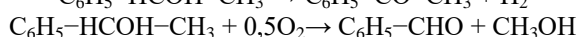
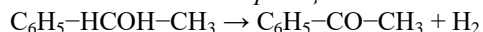
Задание 1. Составить материальный баланс реактора получения стирола производительностью по стиролу-ректификату 140 т.т. в год. Общая конверсия метилфенилкарбинола 90%: на первой ступени 70. Общая селективность процесса дегидратации МФК в стирол 0,96, причем: 0,02 - процесс образования ацетофенона; 0,02 – процесс образования бензальдегида. Параллельно с основным процессом дегидратации, протекают процессы деалкилирования этилбензола, окисления бензальдегида в бензойную кислоту. Конверсия процесса деалкилирования 0,7; процесса окисления бензальдегида 0,5. Разбавление МФК водяным паром (в пересчете на МФК) 1: 1,5 вес. Эффективное время работы установки 350 дней в году. Состав фракции МФК подаваемой на дегидратацию:

Наименование компонентов	% вес.
Этилбензол	0,01
Бензальдегид	0,04
Ацетофенон	28,24
Метилфенилкарбинол	71,71
Итого:	100,00

Реакция получения стирола:



Побочные реакции:



Задание 2. Составить тепловой баланс i-ступени превращения, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Начальная температура сырья поступающего на реакционную секцию составляет 350 °С. Потери тепла в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты.

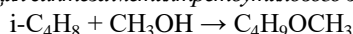
Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
МФК	-158,79	192,8
Стирол	147,57	128,07
Вода	-241,81	33,61
Ацетофенон	-163,24	136,8
Водород	0	28,83
Кислород	0	29,37
Бензальдегид	45,89	-
Метан	-74,85	35,71
Бензойная кислота	-385,14	145,18
Этилбензол	29,79	128,41
Этилен	52,30	43,56
Бензол	82,93	81,67

8 вариант

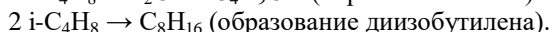
Задание 1. Производительность установки по товарному эфиру составляет 50 т.т. в год. Годовой фонд рабочего времени 8400 часов. Мольное соотношение метанол/изобутилен 1,075:1. Общая конверсия изобутилена составляет 93%, на первой стадии 75%, на второй 37%. Селективность превращения

изобутилена в МТБЭ - 99,0%, изобутилена в диизобутилен -0,6%, изобутилена в ТМК - 0,4%. Потери МТБЭ - 0,5 % от всего образываемого МТБЭ.

Реакция синтеза метилтретбутилового эфира:



Побочные реакции:



Задание 2. Составить тепловой баланс реактора получения эфира, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Сырье поступает на первую секцию с температурой 80 °С. Потери тепла в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты.

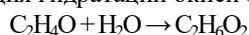
2.2 процесс осуществляется в реакторе изотермического типа. Рабочая температура 75 °С, температура хладагента (воды) на входе в реактор 55 °С. Потери в окружающую среду составляют 1,5% от количества подводимой теплоты.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
Изобутилен	-16,91	1,59
Метанол	-201,00	44,13
МФК	-158,79	192,8
Вода	-242,17	33,62
ТМК	-359,52	3,04
Диизобутилен	-	2,93

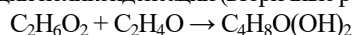
9 вариант

Задание 1. Производительность установки 83 т.т. в год по этиленгликолю. Эффективный фонд рабочего времени 335 дней в году. Конверсия окиси этилена равна 1. Селективность процесса равна 0,92. Количество окиси этилена израсходованной по реакции 2 и 3 определяется соотношением 4,2:1. Мольное соотношение окиси этилена: вода равно 1:18. Потери при ректификации принимаем 0,25% от производительности. Химизм процесса описывается следующими реакциями:

1. Реакция гидратации окиси этилена:



2. Реакции поликонденсации (вторичные реакции):



Задание 2. Составить тепловой баланс реактора получения этиленгликоля, если:

1. процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Сырье поступает на первую секцию с температурой 85 °С. Потери тепла в окружающую среду составляют 4 % от количества подводимой теплоты;

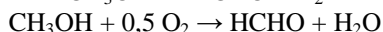
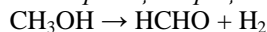
2. процесс осуществляется в реакторе изотермического типа. Рабочая температура 75 °С, температура хладагента (воды) на входе в реактор 55 °С. Потери в окружающую среду составляют 1,5% от количества подводимой теплоты.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
Окись этилена	-52,63	48,50
Этиленгликоль	-389,32	93,30
Вода	-241,81	33,61
Диэтиленгликоль	-452,56	96,15
Триэтиленгликоль	-489,12	97,32

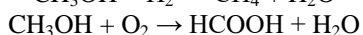
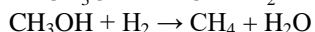
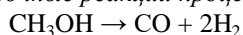
10 вариант

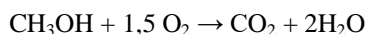
Задание 1. Составить материальный баланс реактора каталитического окисления метанола кислородом воздуха. Процесс осуществляется на серебряном катализаторе. Производительность реактора 80 т.т/год по формальдегиду. Избирательность процесса превращения метанола в формальдегид - 0,78. Степень превращения метанола - 0,93. Содержание метанола в спирто-воздушной смеси - 45% об. Мольное соотношение продуктов в продукционном газе НСООН:СО₂:СО:СН₄ равно 0,4:0,6:1,5:1,3. Установка работает в течение 355 дней в году.

Целевые реакции процесса:



Побочные реакции процесса:





Задание 2. Составить тепловой баланс реактора окисления метанола, если:

2.1 процесс осуществляется в реакторе адиабатического типа. Спирто-воздушная смесь на входе в реактор имеет температуру 100 °С. Потери в окружающую среду составляют 5% от количества подводимой теплоты.

2.2 процесс осуществляется в трубчатом реакторе изотермического типа при температуре 110 °С. Начальная температура: спирто-воздушной смеси составляет 110 °С, органического теплоносителя (дифенил) 95 °С. Температура органического теплоносителя на выходе из реактора 115 °С. Потери в окружающую среду составляют 2% от количества подводимой теплоты.

Участники реакции	ΔH_f , кДж/моль	C_p , Дж/моль·К
CH ₃ OH	-201	44,13
HCHO	-115,9	35,39
H ₂	0	28,83
H ₂ O	-241,81	33,61
CO	-110,53	29,14
CH ₄	-74,85	35,71
HCOOH	-424,76	99,04
CO ₂	-393,51	37,11
O ₂	0	29,37
дифенил	182,09	162,34

Требования к оформлению:

Контрольная работа оформляется в тетради. Задания требуют ответа на теоретические вопросы, в которых необходимо дать полный, развернутый ответ на поставленный вопрос и практические вопросы. В конце работы необходимо указать список использованной литературы.

Вариант контрольной работы выбирается студентами по последним цифрам номера зачетной книжки с 1 по 10 вариант. Если последние цифры номера зачетной книжки больше 10, то вариант выбирается по сумме двух последних цифр. Например, последние цифры номера зачетной книжки 23, это соответствует 5 варианту контрольного задания.

Критерии оценки:

- максимально 20 баллов за контрольную работу;
- минимально 12 баллов за контрольную работу.