

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
федеральное государственное автономное
образовательное учреждение высшего образования
«Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов
Направление подготовки (специальность) 18.03.01 Химическая технология
Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

Тема работы
Проект узла синтеза этилбензола

УДК 665.738.665.652.4.001.6

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д41	Медведева С.В.	<i>Медведева</i>	31.05.2019

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сорока Л.С.	к.х.н.	<i>Сорока</i>	31.05.2019

Консультант ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Троян А.А.	к.х.н.	<i>Троян</i>	31.05.2019

КОНСУЛЬТАНТЫ ПО РАЗДЕЛАМ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Т.Г.	к.э.н.	<i>Рыжакина</i>	11.05.2019

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Немцова О.А.		<i>Немцова</i>	11.05.2019

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Мойзес О. Е.	к.т.н.	<i>Мойзес</i>	31.05.19

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов
 Направление подготовки (специальность) 18.03.01 Химическая технология
 Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:

Руководитель ООП

(Подпись)

15.03.19

(Дата)

Мойзес О. Е.

(Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Бакалаврской работы

(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

Группа	ФИО
З-2Д41	Медведевой Светлане Викторовне

Тема работы:

Проект узла синтеза этилбензола

Утверждена приказом директора (дата, номер) 3638 / С от 13.05.19

Срок сдачи студентом выполненной работы: 25.05.2019

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе	Объектом исследования является установка получения этилбензол алкилированием бензола этиленом, в реакторе – алкиляторе. Производительность составляет 150 000 тонн в год, режим работы непрерывный.
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	Произведен обзор имеющихся способов получения этилбензола. Рассмотрены физико-химические основы процесса алкилирования бензола этиленом. Выполнены инженерные расчеты основного реактора алкилирования, предложены конструктивные решения. Проведен финансовый анализ проекта и выявлены вредные и опасные факторы производства и предложены пути их устранения.
Перечень графического материала	1. Технологическая схема 2. Основной аппарат 3. Детализованные изображения

	факторы производства и предложены пути их устранения.
Перечень графического материала	1. Технологическая схема 2. Основной аппарат 3. Детализованные изображения
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Теоретический раздел, технологические расчеты	д.х.н., Троян А.А.
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	к.э.н., Рыжакина Т.Г.
Социальная ответственность	Ассистент Немцова О.А.

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	15.03.18
--	----------

Задание выдал:
руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сорока Л.С.	к.х.н.	<i>Сорока</i>	15.03.18

консультант

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Троян А.А.	к.х.н.	<i>Троян</i>	15.03.18

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
З-2Д41	Медведева Светлана Викторовна	<i>Медведева</i>	15.03.18

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
З-2Д41	Медведевой Светлане Викторовне

Школа	ИШПР	Отделение школы (НОЦ)	ОХИ
Уровень образования	бакалавриат	Направление/специальность	180301 Химическая технология

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	Объектом исследования является установка производства этилбензола, методика исследования - проектирование, рабочая зона — технологическая зона установки производства этилбензола, область применения вещества - химическая промышленность
--	--

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	В разделе приведены специальные правовые нормы трудового законодательства и организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.
2. Производственная безопасность 2.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения 2.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения	В разделе приводится описание всех опасных и вредных факторов, возникающих при работе установки Вредные факторы: 1. Отклонение показателей микроклимата в помещении; 2. Освещенность рабочей зоны; 3. Повышенный уровень шума и вибрации; Опасные факторы: 1. Электрический ток. 2. Движущиеся машины и механизмы производственного оборудования
3. Экологическая безопасность	В процессе получения этилбензола основным загрязняющим объектом являются сточные воды. На данном производстве целесообразно использовать химические методы

	очистки сточных вод. В эту группу включают все методы нейтрализации кислот и щелочей.
4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях	В разделе описывается безопасность при возникновении пожара.

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	<i>11.04.19</i>
---	-----------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Немцова Ольга Александровна		<i>Немцова</i>	<i>11.04.19</i>

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д41	Медведева Светлана Викторовна	<i>СШС</i>	<i>11.04.2019</i>

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСООБЪЕДИНЕНИЕ И
РЕСУРСОБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
3-2Д41	Медведевой Светлане Викторовне

Школа	ИШПР	Отделение школы (НОЦ)	Химическая инженерия
Уровень образования	Бакалавриат	Направление/специальность	Химическая технология

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

1. Стоимость ресурсов проекта (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах; анкетирование; опрос.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого, перспективности и альтернатив проведения НИ с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Определение возможных альтернатив проведения научных исследований	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и их ожиданий.
3. Планирование процесса управления НИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Составление календарного плана проекта. Определение бюджета НИ
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Проведение оценки экономической эффективности исследования получения этилбензола алкилированием бензола этиленом

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. Оценка конкурентоспособности технических решений
2. Матрица SWOT
3. График проведения НИ
4. Определение бюджета НИ
5. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НИ

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	11.05.2019
--	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	к.э.н.		11.05.2019

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-2Д41	Медведева Светлана Викторовна		11.05.2019

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов
 Направление подготовки 18.03.01 Химическая технология
 Уровень образования бакалавриат
 Отделение школы Отделение химической инженерии
 Период выполнения осенний / весенний семестр 2018/2019 учебного года
 Форма представления работы:

Бакалаврская работа

КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы

Срок сдачи студентом выполненной работы:	28.05.2019
--	------------

Дата контроля	Название раздела / вид работы	Максимальный балл раздела
12.12.2018–28.12.2018	Работа с литературой: теоретическая часть, выбор метода производства, описание технологической схемы (с учетом вопросов охраны ОС)	25
29.12.2018–11.02.2019	Расчет материального баланса	10
12.02.2019–05.03.2019	Расчет теплового баланса, аппаратные расчеты. Контроль производства (КИП реактора)	15
06.03.2019–25.03.2019	Выполнение чертежа общего вида реактора	10
26.03.2019–10.04.2019	Оформление пояснительной записки КП и защита проекта	10
11.04.2019–13.05.2019	Выполнение чертежа технологической схемы, чертежа сборочных единиц реактора	10
14.05.2019–27.05.2019	Завершение разделов «Социальная ответственность» и «Финансовый менеджмент». Технологический и аналитический контроль производства. Подбор вспомогательного оборудования	20
28.05.2019	Сдача готовой работы	100

СОСТАВИЛ:

Руководитель ВКР:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Сорока Л.С.	к.х.н.		15.03.19

Консультант

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Троян А.А.	к.х.н.		15.03.19

СОГЛАСОВАНО:

Руководитель ООП:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Волгина Т.Н.	к.х.н.		16.03.19

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит 95 страниц, 33 источника, 6 рисунков, 31 таблицу, 3 листа графического материала.

Ключевые слова: Этилбензол, бензол, этилен, алкилирование, катализатор хлорид алюминия.

Объектом исследования является процесс алкилирования бензола этиленом.

Цель работы – расчет и проектирование установки получения этилбензола алкилированием бензола этиленом производительностью 150000 т/год.

В процессе исследования проводились расчеты материального, теплового баланса, а также инженерные расчеты.

Проведены исследования технико-экономических показателей, физико-химических основ, финансового менеджмента, ресурсоэффективности и ресурсосбережения, социальная ответственность.

В качестве исследования была выбрана общая технологическая схема производства этилбензола, произведены материальные и тепловые и технологические расчеты основного аппарата.

Особенности производства заключаются в высокой эффективности технологии. Образующиеся в ходе процесса побочные продукты диалкилбензолы используются для получения целевого продукта за счет совмещения реакции алкилирования с реакцией переалкилирования. Для обеспечения полного использования бензола используется принцип рециркуляции.

Сокращения осушенная бензольная шихта (ОБШ), реакционная масса (РМА).

Содержание	
Список использованных сокращений	11
Введение	12
1 Теоретическая часть	13
1.1 Техничко – экономическое обоснование	13
1.2 Технологии получения этилбензола	14
1.3 Характеристика исходных продуктов, материалов и целевого продукта	18
1.4 Физико-химические основы процесса	20
1.5 Катализаторы	25
2 Технологическая часть.....	28
2.1 Технологическая схема процесса алкилирование бензола этиленом в присутствии хлорида алюминия.....	28
2.2 Конструкция основного аппарата	31
3 Расчетная часть.....	31
3.1 Расчёт материального баланса.....	31
3.1.1 Приготовление каталитического комплекса	33
3.1.2 Алкилирование	34
3.1.3 Стадия охлаждения	36
3.1.4 Стадия сепарации.....	36
3.1.5 Стадия осаждения.....	37
3.1.6 Стадия нейтрализации	39
3.1.7 Стадия промывки	41
3.2 Расчет теплового баланса	42
3.3 Выбор, описание и технологический расчет основного аппарата	46
3.4 Определение диаметров штуцеров	48
3.5 Расчет толщины обечайки	50
3.6 Расчет газораспределителя	51
3.7 Расчет опорной конструкции.....	54
3.8 Расчет днища корпуса.....	56
3.9 Гидравлический расчет.....	57
4 Социальная ответственность	60
4.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	60
4.1.1 Специальные правовые нормы трудового законодательства	60
4.1.2 Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны	61
4.2 Производственная безопасность	63

4.2 Анализ вредных производственных факторов	63
4.2.1 Отклонение показателей микроклимата в помещении	63
4.2.2 Освещенность рабочей зоны	63
4.2.3 Повышенный уровень шума и вибрации	66
4.3 Анализ опасных производственных факторов	67
4.3.1 Электробезопасность	67
4.3.2 Движущиеся машины и механизмы производственного оборудования	68
4.4 Экологическая безопасность	69
4.5 Безопасность в чрезвычайных ситуациях	70
4.5.1 Пожароопасность	70
5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	71
5.1 Оценка коммерческого потенциала и перспективности проведения научных исследований с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	71
5.1.1 Анализ конкурентных технических решений	72
5.1.2 SWOT-анализ	73
5.2. Планирование научно-исследовательских работ	76
5.2.1 Структура работ в рамках научного исследования	76
5.2.2 Определение трудоемкости выполнения работ	77
5.2.3 Разработка графика проведения научного исследования	78
5.2.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ)	83
5.2.4.1 Расчет материальных затрат НТИ	83
5.2.4.2. Расчет затрат на оборудование для научно-экспериментальных работ	84
5.2.4.3 Основная заработная плата исполнителей темы	85
5.2.4.4 Отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления)	87
5.2.4.5 Накладные расходы	88
5.2.4.6 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта	89
5.3 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования	90
Заключение	93
Список использованных источников.....	94

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ СОКРАЩЕНИЙ

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод

ОБШ – осушенная бензольная шихта

ХЗВ – химически загрязненные воды

РМА – реакционная масса алкилирования

СО – социальная ответственность

ЭЧ – экономическая часть

НИКОР – научные исследовательские и опытно конструкторские работы

ВКР – выпускная квалификационная работа

НТИ – научно технический институт

ВВЕДЕНИЕ

Этилбензол – органическое соединение; горючая прозрачная (бесцветная) жидкость, обладающая запахом бензола. Этилбензол используется в производстве стирола, синтетических волокон, пластмассы и синтетического каучука. Для получения этилбензола могут быть использованы следующие методы: выделение из C_8 -фракций продуктов риформинга на НПЗ топливно-нефтехимического профиля и алкилирование бензола этиленом – этот метод является основным.

Алкилирование – это процесс введения алкильных групп в молекулы органических, а также некоторых неорганических веществ. Процесс алкилирования часто является промежуточной стадией в производстве моющих веществ, мономеров и пр. [1]. Для процесса алкилирования ароматических углеводородов олефинами применяют большое число катализаторов на основе таких кислот как фосфорная, серная и пиррофосфорная, а так же природные и синтетические алюмосиликаты, иониты, безводный фтористый водород, гетерополиокислоты. В нефтехимической промышленности сохраняют технологии, где в качестве катализатора используют в основном хлорид алюминия, который позволяет проводить реакции алкилирования, переалкилирование диалкилбензолов и диспропорционирования с высокими скоростями по отдельным стадиям и при низких температурах, а бензол и этилен в свою очередь являются доступным и дешевым сырьем [2]. Побочные продукты (диалкилбензолы), которые образуются в ходе процесса, используют для получения целевого продукта за счет совмещения реакций алкилирования с реакциями переалкилирования.

Недостатки технологии на основе хлорида алюминия это большое число кислых сточных вод и коррозия аппаратуры [3].

Задача данной выпускной работы – изучение процесса производства этилбензола алкилированием бензола этиленом в присутствии катализатора хлорида алюминия, проектирование узла алкилирования бензола, а также

подбор оптимальных условий проведения процесса алкилирования бензола этиленом.

1 Теоретическая часть

1.1 Техничко – экономическое обоснование

Этилбензол – это органическое вещество, которое относится к ароматическим углеводородам. Этилбензол содержится в сырой нефти, легких фракциях смолы коксования угля, а также в продуктах каталитического риформинга нефтяных фракций.

Этилбензол занимает одно из важных мест среди полупродуктов промышленности органического синтеза. Среди всех процессов нефтехимического синтеза, производство этилбензола занимает одно из ведущих мест по объему выпускаемой продукции. Общемировая мощность по выпуску этилбензола составляет 50 млн т/год и увеличивается каждый год на 4–5 %. Из-за растущей потребности в полимерах, получаемых на основе этилбензола определяются большие темпы роста его производства [1].

Наибольшим преимуществом при алкилировании ароматических углеводородов олефинами обладает катализаторный комплекс на основе треххлористого алюминия. По сравнению с другими процессами, затраты хлорида алюминия в два раза ниже.

Процессы на основе катализатора алюминия треххлористого, позволяют проводить реакцию алкилирования с высокими скоростями по отдельным стадиям, при низких температурах, что, в свою очередь, способствует высокому выходу конечного (целевого) продукта, который составляет 98 %. Использование хлорида алюминия, с экономической точки зрения, наиболее оправдано, если сравнивать с другими катализаторами, а этилен и бензол являются доступным и дешевым сырьем.

Этилбензол востребован на нынешнем мировом рынке, так как из него получают стирол, который широко используется для производства

полистирола, синтетических каучуков, для водноэмульсионных красок, в качестве растворителя и разбавителя, смол, которые идут в качестве компонентов искусственной кожи [1].

Этилбензол получают на таких рынках как: Рынок Ближнего Востока, Европейский, Североамериканский, Южноамериканский, Азиатско-Тихоокеанский. Начиная с 2010 г. мировой спрос на этилбензол постоянно повышается и в среднем показатели роста составляет 3% в год [4].

1.2 Технологии получения этилбензола

Технологии получения этилбензола базируются на различных принципах.

Получение этилбензола с использованием катализатора BF_3

Такой процесс позволяет получить этилбензол высочайшей степени чистоты. Исходные реагенты (этилен, высушенный бензол, катализатор BF_3) подают в реактор алкилирования (рисунок 1). Сама реакция алкилирования проходит при низкой температуре (от 100 до 500 °C) и при высоком давлении (от 2,5 до 3,5 МПа).

Бензол и этилен, как правило, используются в соотношения 0,2:0,15. На входе в реактор алкилирования температура контролируется путем изменения расхода исходных продуктов. Отдельной стадией данного процесса - это стадия трансалкилирования. Высушенный бензол, возвратный полиалкилбензол и катализатор BF_3 подаются в реактор трансалкилирования.

Потоки, которые выходят из двух реакторов алкилирования и трансалкилирования, объединяются и подаются в колонну регенерации, в которой бензол отделяется и возвращается обратно в реактор алкилирования. Катализатор BF_3 и легкие углеводороды отделяются в виде парообразного потока и их направляют на извлечение трифторидбора, который регенерируется в дальнейшем. Бензол в колонне регенерации отбирают с куба колонны, затем направляют в начало технологического процесса, а целевой продукт (этилбензол) со степенью чистоты более 99,9 % отбирается с верха колонны.

В последней колонне отделяется фракция полиэтилбензолов которая направляется в реактор трансалкилирования [3].

В результате алкилирования этилен, который не прореагировал (в количестве до 10 %) может быть использован на разных НПЗ.

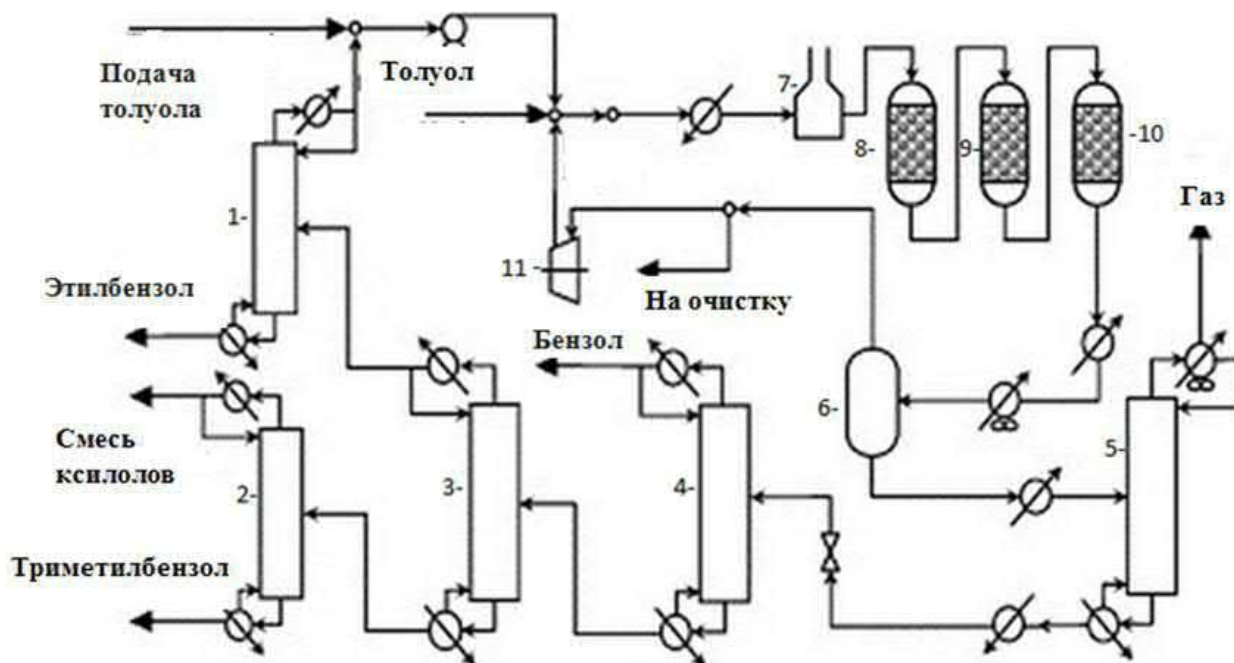


Рисунок 1 – Технологическая схема получения этилбензола на основе катализатора BF_3

1,2,3,4,5 – ректификационные колонны, 6 – емкость, 7 – бункер, 8,9,10 – реактора алкилирования, 11- сепаратор.

Производство этилбензола на основе катализатора Al_2O_3

Реакция алкилирования происходит на неподвижном слое катализатора. Молекулы этилена адсорбируются на участке кислотного катализатора, активируются и легко вступает во взаимодействие с молекулами бензола. Компоненты, которые присутствуют в реакционной массе, отделяют и возвращают в реактор алкилирования или трансалкилирования.

Присутствие оксидного катализатора является экологически инертным, и не вызывает коррозии аппаратуры. Жидкие отходы не образуются в процессе, и поэтому дополнительное оборудование для переработки жидких отходов и регенерации катализатора не нужно. Рабочий режим реактора – температура от 400 до 450 °С и давление от 2 до 3 МПа.

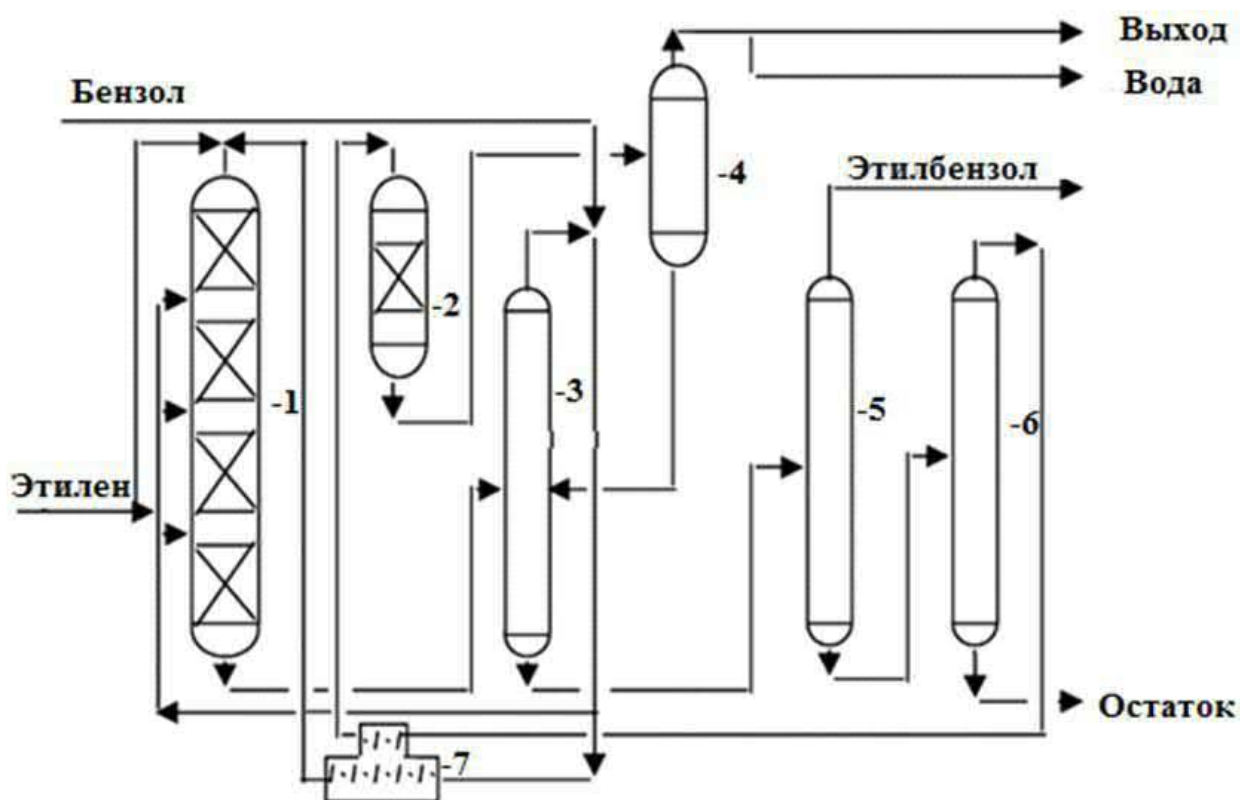


Рисунок 2 – Технологическая схема получения этилбензола на основе катализатора Al_2O_3

1- реактор алкилирования; 2-реактор трансалкилирования;
3, 4,5,6 - ректификационные колонны; 7 – подогреватель.

В данную технологическую схему включены два реактора, которые работают параллельно, подогреватель, а также оборудование для рекуперации тепла. Наличие высокоактивных катализаторов позволяет проводить алкилирование и трансалкилирование одновременно в одном реакторе. В результате такого процесса на поверхности катализатора Al_2O_3 отлагается кокс, из-за которого медленно снижается каталитическая активность.

Так как в схеме имеются два реактора, это обеспечивает бесперебойное производство в тот момент, когда необходима регенерация катализатора. Оксидный катализатор менее чувствителен к сере, воде, в отличие от катализаторов кислотного типа. Поток, выходящий из реактора, проходит в секцию очистки.

Первая ректификационная колонна позволяет отделить основную часть бензола, который не прореагировал, и вернуть его обратно в реактор, в этой

колонне используется горячий пар, в качестве источника тепла. Бензол, который остался, отгоняют из ректификационной колонны под номером два.

Из третьей ректификационной колонны (сверху) отбирают этилбензол, а затем, кубовый продукт третьей ректификационной колонны направляют в следующую ректификационную колонну. В четвертой колонне производные этилбензола (алкилбензолы и полиалкилбензолы) отделяют от тяжелого остатка. Вязкий, тяжелый остаток, состоящий в основном из дифенилэтана дифенилметана, сжигается в качестве топлива. Этилен, который не прореагировал, (в количестве 15 %) может использоваться для других целей, в качестве исходного сырья [7].

Получение этилбензола на основе катализатора $AlCl_3$

Этилбензол получают алкилированием бензола этиленом под действием алюминия треххлористого в жидкой фазе. В процессе алкилирования применяют давление от 0,5 до 0,6 МПа. Такое давление позволяет облегчить последующее улавливание бензола из отходящих газов. Само алкилирование происходит при температуре от 80 до 100 °С, а мольное отношение бензола и этилена берут от 2:1 до 6:1. Если в процессе алкилирования бензола присутствует катализатор $AlCl_3$, то выход продуктов алкилирования составляет 99 % [5] .

Реакция алкилирования с активным каталитическим комплексом $AlCl_3$ идет довольно быстро, сильно ускоряется при постоянном механическом перемешивании или барботировании олефинов через реакционную смесь и протекает в диффузной области или близкой к ней. Скорость реакции повышается с ростом давления, но при этом мало зависит от температуры, имея низкую энергию активации. При этом сохраняется обычная зависимость в реакционной способности олефинов – более сильная, чем различие в их растворимости. Жидкофазный процесс алкилирования бензола этиленом происходит в специальном реакторе колонного типа при барботировании. В реактор вводят потоки возвратного бензола, полиалкилбензолов, циркулирующего и свежего катализаторного комплекса и газообразного

олефина в турбулентном режиме. Тепло реакции отвод за счет бензольного рефлюкса [3].

1.3 Характеристика исходных продуктов, материалов и целевого продукта

Этилбензол ($C_6H_5CH_2CH_3$) – органическое вещество, которое относится к классу углеводородов ароматического ряда. Растворяется в следующих веществах: в эфире, в спирте, в бензоле, в четыреххлористом углероде, почти не растворяется в воде почти. Горючая бесцветная жидкость с запахом бензина.

Температура кипения – $136,15^{\circ}C$; температура плавления $-93,9^{\circ}C$; плотность - $0,8669$ ($20^{\circ}C$, относительно воды при $4^{\circ}C$) $г/см^3$.

Этилбензол содержится в нефти (в малых количествах); содержится в продуктах каталитического риформинга нефтяных фракций. Этилбензол в основном получают алкилированием бензола этиленом [6].

Основное сырье для получения этилбензола в присутствии каталитического комплекса алюминия треххлористого это этилен и бензол.

Этилен (C_2H_4) — простейший алкен, органическое вещество со слабым запахом. Горючий бесцветный газ, в нормальных условиях. Этилен ускоряет старение клеток и замедляет их рост. Содержит двойную связь и поэтому относится к непредельным или ненасыщенным углеводородам. Этилен играет необычайно важную роль в промышленности, самое производимое органическое вещество в мире, он взрывоопасен, обладает наркотическим действием. Четвертый класс опасности [9].

Этилен получают пиролизом жидких дистиллятов нефти или низших насыщенных углеводородов.

Этилен, который идет для получения этилбензола, не должен содержать ацетилена, кислорода, альдегидов и пропилена. Примеси легких парафиновых углеводородов и водорода не оказывают вредного действия на процесс. Также стремятся использовать высококонцентрированный этилен, который лишен

примесей сернистых соединений, так как их присутствие ухудшает качество этилбензола и соответственно уменьшается его выход. Так же необходимо, чтобы этилен был свободен от пропилена, который в свою очередь может образовывать кумол. Для производства этилбензола этилен может применяться в различных концентрациях. Чистота этилена имеет существенное значение для эффективной работы катализатора, производительность которого может резко снизиться при наличии примесей [1].

Бензол (C_6H_6) — органическое соединение, бесцветная жидкость. Имеет специфический сладковатый запах. Бензол содержится как натуральный компонент в сырой нефти; он образуется в процессе каталитического риформинга нефти, направленного на получение высокооктановых компонентов бензина; он также образуется в процессах термического крекинга. Бензол мало растворим в воде. Большая часть используемого в химии бензола идет на производство стирола, изопропилбензола и циклогексана. Из стирола получают полимеры и разные виды пластмасс. Кумол — предшественник фенола, на основе которого изготавливают смолы и клей. На производство фенола и стирола расходуется 70 % всего выпускаемого бензола. Следующим крупным потребителем бензола является производство циклогексана, который используется для получения нейлона-6 и нейлона-66. Бензол — это ядовитое вещество с сильным токсическим эффектом, класс опасности — 2 [8].

Физические свойства бензола:

Температура кипения 80,1 °C;

Температура замерзания 5,5 °C

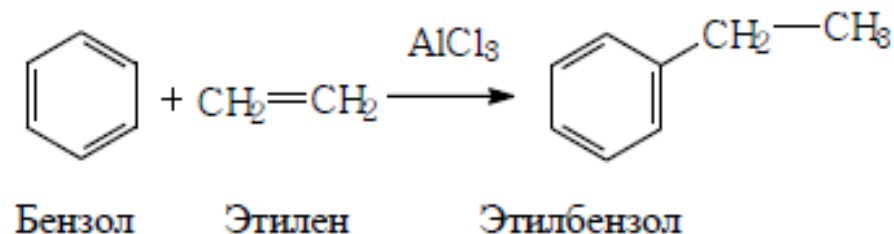
Удельный вес 0,88 г/см³;

Плотность 0,879 г/см³.

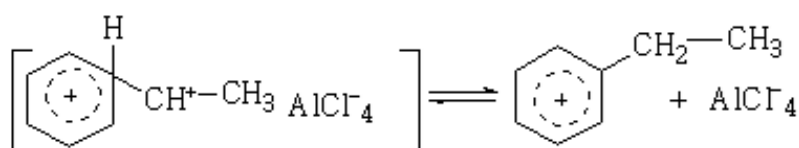
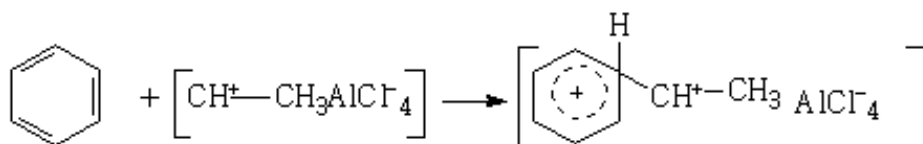
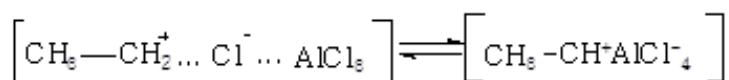
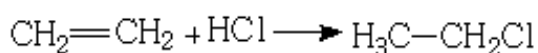
Бензол может быть использован коксохимического производства, и нефтяного происхождения. Но в случае применения бензола нефтяного происхождения, он должен быть тщательно очищен от сернистых соединений, олефиновых углеводородов и полимеров. Поэтому наибольшее применение находит этилбензол коксохимического производства [10].

1.4 Физико-химические основы процесса

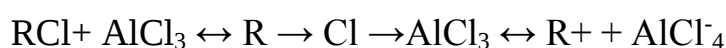
Алкилирование бензола этиленом на катализаторе алюминии хлористом при атмосферном или несколько повышенном давлении и температуре от 80 до 100 °С получил широкое распространение, после того, как в 1877 г. Ш. Фридель и Дж. Крафтс, а в 1878 г. Бальсон получили этилбензол по реакции:



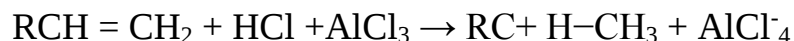
Алкилирование по Фриделю-Крафтсу протекает по механизму кислотного катализа и представляет собой обратимое электрофильное замещение (SE):



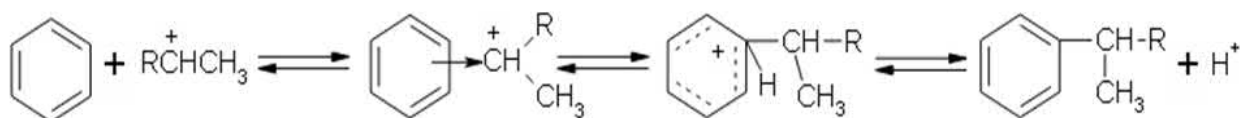
При реакции с хлорпроизводными или олефинами алюминий хлористый расходуется только в каталитических количествах. В первом случае он активирует атом хлора, при этом образуется сильно поляризованный комплекс или ион карбония:



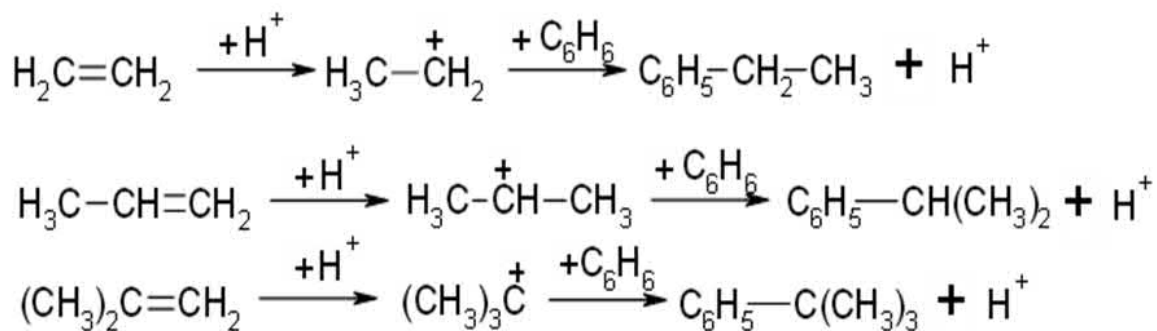
Эта реакция с олефинами происходит только в присутствии хлористого водорода, который является сокатализатором:



В действительности при катализе комплексом хлористого алюминия с углеводородом необходимый для этого протон уже имеется в виде σ -комплекса. Он передается молекуле олефина и образовавшийся ион карбония атакует ароматическое соединение, причем вся реакция происходит в слое каталитического комплекса, который непрерывно обменивается своими лигандами с углеводородным слоем. Ион карбония, получившийся тем или иным путем, атакует затем ароматическое ядро, причем реакция протекает через промежуточный π -комплекс и ион карбония с последующей быстрой стадией отщепления протона:



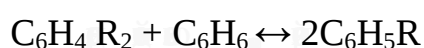
Строение алкильной группы в полученном продукте определяется правилом о промежуточном образовании наиболее стабильного иона карбония (трет->втор->перв-). Поэтому в случае низших олефинов только из этилена образуется первичный алкилбензол (этилбензол), из пропилена – вторичный (изопропилбензол), а из изобутилена – трет-бутилбензол:

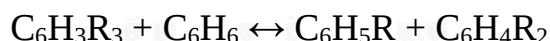


Но при алкилировании высшими олефинами и хлорпроизводными наблюдается изомеризация алкильных групп, которая происходит перед

алкилированием, поскольку алкилбензолы к ней уже не способны. Эта изомеризация протекает в направлении промежуточного образования наиболее стабильного иона карбония, но без нарушения углеродного скелета алкильной группы, а лишь с перемещением реакционного центра. Влияние строения ароматического соединения при реакциях алкилирования в общем такое же, как при других процессах электрофильного замещения в ароматическое ядро, но имеет свои особенности. Реакция алкилирования отличается малой чувствительностью к электронодонорным заместителям в ядре. Электроноакцепторные заместители сильно дезактивируют ароматическое ядро. Хлорбензол алкилируется примерно в 10 раз медленнее бензола, а карбоксильные, карбонильные, нитрито- и цианогруппы приводят к полнейшему дезактивированию ароматического ядра, вследствие чего соответствующие производные вообще не способны к алкилированию. Именно этим реакция алкилирования значительно отличается от других процессов замещения в ароматическое ядро. Правила ориентации при алкилировании в общем подобны другим реакциям замещения в ароматическое ядро, но строение продукта может существенно изменяться в зависимости от катализатора и условий реакции. Так, электронодонорные заместители и атомы галогена направляют дальнейшее замещение преимущественно в пара- и орто-положения, но, в наиболее жестких условиях, а особенно при катализе хлоридом алюминия происходит изомеризация гомологов бензола с внутримолекулярной миграцией алкильных групп и образованием равновесных смесей, в которых преобладают термодинамически более стабильные изомеры.

При умеренной температуре, каждая из реакций, является практически необратимой. При катализе хлоридом алюминия и достаточно жестких условиях катализа цеолитами и алюмосиликатами происходит обратимая реакция переалкилирования (диспропорционирование) с межмолекулярной миграцией алкильных групп:





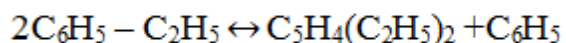
Способность алкильных групп к миграции изменяется в такой последовательности:



причем с активным комплексом хлорида алюминия эти реакции достаточно быстро идут уже при комнатной температуре, в то время как для метилбензолов требуется длительное нагревание.

При реализации промышленных процессов алкилирования, протекают многочисленные побочные реакции.

Диэтилбензол $C_6H_4(C_2H_5)_2$, побочный продукт этой реакции, представляет собой смесь пара- и метаизомеров. Он приобрел большое значение для получения дивинилбензола $C_6H_4(CH=CH_2)_2$ – ценного мономера для выработки ионообменных смол. Диэтилбензол лучшего качества получается, переалкилированием этилбензола с хлоридом алюминия:



В процессе на катализаторе хлориде алюминия может установиться равновесие, именно это нужно учитывать при выборе условий процесса и оптимального мольного соотношения реагентов. Реакция алкилирования отличается низкой чувствительностью к донорно-электронным заместителям в ядре. Происходит изомеризация гомологов бензола с внутримолекулярной миграцией алкильных групп и образование равновесных смесей, в которых преобладают термодинамически более стабильные изомеры [4].

Чтобы достичь оптимальные результаты, как правило, нужно регулировать условия процесса так, чтобы усилить преобладание реакций первичного алкилирования и подавить побочные реакции, потому что такие

реакции нежелательны. Равновесный выход этилбензола возрастает с увеличением мольного избытка бензола и с повышением давления при данной температуре.

Сама реакция алкилирования с активным каталитическим комплексом треххлористым алюминием идет крайне быстро, очень сильно ускоряется при барботировании или механическом перемешивании газообразных олефинов через реакционную смесь и протекает в диффузной области или близкой к ней. Скорость реакции алкилирования растет при повышении давления, но при этом мало зависит от температуры, имея низкую энергию активации. При этом сохраняется обычная зависимость в реакционной способности олефинов – более сильная, чем различие в их растворимости [2].

Видимо, лимитирующей является стадия диффузии олефина через пограничную пленку каталитического комплекса хлорида алюминия, в которой протекают все реакции. В отличие от этого, переалкилирование идет значительно медленнее и наиболее ускоряется при повышении температуры, так как имеет энергию активации ≈ 69 кДж/моль (≈ 15 ккал/моль). Обе реакции замедляются при постепенном дезактивировании катализатора, но особенно сильно падает скорость переалкилирования. В результате в реакционной массе будет накапливаться значительное количество полиалкилбензолов, не успевающих вступить в обратимую реакцию переалкилирования. Во избежание этого приходится ограничивать подачу реагентов, и, следовательно, возможность интенсификации процесса лимитируется самой медленной реакцией переалкилирования [2].

Кроме примесей реагентов, на дезактивирование катализатора так же влияет накопление некоторых побочных продуктов алкилирования, способных прочно связывать алюминий хлористый или образовывать стабильные σ -комплексы, которые с трудом отдают свой протон молекуле олефина. При низкой температуре, когда переалкилирование идет медленно, такими веществами являются полиалкилбензолы, а при высокой температуре – смолы и полициклические ароматические соединения. В результате получается, что

оптимальные производительность и расход катализатора при получении этил- и изопропилбензола достигаются при некоторой средней температуре (приблизительно 100°C), когда переалкилирование протекает уже достаточно быстро, но полициклических веществ, дезактивирующих катализатор, получается еще мало [3].

Реакция алкилирования протекает в сложной многофазной системе «газ-жидкость-катализатор», причем один из реагентов вводят в виде газа, а другой – в жидком виде. Но так как непосредственное превращение возможно только в пограничной пленке каталитического комплекса, то газ, прежде чем прореагировать, должен раствориться в жидкости. Поэтому активной концентрацией газа является его концентрация в растворе, пропорциональная его давлению. При достаточно интенсивном барботировании и перемешивании газа через реакционную массу можно считать, что концентрация газа в ходе всего опыта определяется изменением концентраций жидких веществ [2].

Условия проведения процесса: этилбензол получают алкилированием бензола этиленом под действием хлористого алюминия в жидкой фазе. Процесс происходит при атмосферном давлении или несколько повышенном давлении и температуре от 80 до 100 °C [2].

1.5 Катализаторы

Алкилирование бензола этиленом, в промышленных условиях, проводится как в паровой так и в жидкой фазе.

В парофазном процессе катализатором является фосфорная кислота, которая наносится на кизельгур. В этом случае алкилирование проводят в следующих условиях: температура от 270 до 275 °C под давлением. В жидкофазном алкилировании бензола можно применять разбавленный этилен, и проводится этот процесс в присутствии катализатора – AlCl_3 безводного при температуре от 70 до 120 °C или при каталитическом действии фтористоводородной кислоты (жидкой) или серной кислоты.

Если этилбензол получают для дальнейшего получения стирола реакцией дегидрирования, то важное значение имеет чистота этилбензола. Выход

конечного продукта увеличивается путем следующего разрушения побочных продуктов (полиалкилбензолов), только эта реакция в присутствии фосфорного кислотного катализатора не идет.

Именно поэтому при производства этилбензола используется катализатор $AlCl_3$. Однако применение данного типа катализаторов связано со следующими трудностями:

- исходное сырье должно иметь высокую степень очистки, а иначе катализатор будет расходоваться в больших количествах;
- вся применяемая аппаратура должна изготавливаться из коррозиестойчивого материала [3].

Коррозия аппаратуры происходит не столько из-за каталитического комплекса $AlCl_3$, сколько из-за комплексов, которые образуются в процессе реакции в результате взаимодействия алюминия хлористого с компонентами сырья. Образовавшиеся комплексы значительно более агрессивны, и поэтому иногда единственным способом борьбы с коррозией аппаратуры является непрерывная замена корродированных узлов. Очевидно, что образованию таких комплексов способствуют примеси, которые содержащиеся в исходном сырье.

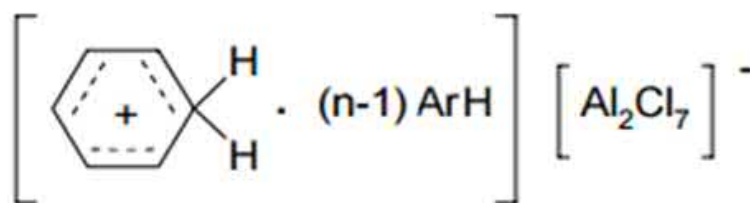
Как известно, что одни и те же установки для получения этилбензола с фосфорнокислотным катализатором хорошо работают в одних местах и плохо в других. И в результате возникает еще одна проблема, которая связана с нейтрализацией кислотных растворов, поскольку продукт алкилирования промывают водой, это нужно для того чтобы удалить растворенный в нем катализаторный комплекс.

Именно по этим причинам в настоящее время широко исследуется возможность проведения алкилирования на цеолитных катализаторах. Так как алюминий хлористый частично растворяется в продуктах (в 200 частях этилбензола растворяется одна часть хлористого алюминия), то в результате возникает еще одна проблема, связанная с нейтрализацией кислотных растворов.

В процессе алкилирования бензола в присутствии катализатора алюминия хлористого выход продуктов составляет более 99 %. Удельные затраты хлорида алюминия по сравнению с обычным процессом в два раза ниже [3].

На основании выше изложенного, можно сделать вывод, что наибольшим преимуществом при алкилировании ароматических углеводородов олефинами обладает катализаторный комплекс на основе алюминия хлористого. Процесс на основе алюминия хлористого позволяет проводить реакцию алкилирования при низких температурах с высокими скоростями по отдельным стадиям, что способствует высокому выходу целевого продукта, который составляет 98 %. К тому же с экономической точки зрения использование алюминия хлористого наиболее оправдано, так как стоимость одной тонны катализаторов в рублях составляет 35000, а стоимость фосфорной кислоты – в среднем 37000, но расход алюминиевого каталитического комплекса меньше.

Катализатор хлорид алюминия в твердом виде практически не растворим в углеводородах и слабо катализирует процесс. Однако, по мере добавления HCl алюминий хлористый начинает превращаться в темное жидкое вещество, которое также не растворяется в избытке углеводорода. Это вещество называется комплекс Густавсона, оно обладает высокой каталитической активностью. Комплекс Густавсона представляет собой соединение $AlCl_3$ и HCl с 1-6 молекулами ароматического углеводорода, одна из которых находится в особом структурном состоянии положительно заряженного иона (σ -комплекс), а остальные образуют сольватную оболочку [2]:



Для того чтобы избежать медленного катализа твердым хлоридом алюминия, этот активный каталитический комплекс в промышленности готовят предварительно в аппарате с мешалкой, при небольшом нагревании из технического алюминия хлористого, диэтилбензола (только из бензола

комплекс не получается) с небольшой добавкой HCl (безводного). И затем подают на реакцию. Жидкая реакционная масса при алкилировании с алюминием хлористым состоит из двух фаз: каталитического комплекса и углеводородного слоя [2].

2 Технологическая часть

2.1 Технологическая схема процесса алкилирование бензола этиленом в присутствии хлорида алюминия

Технологическая схема производства этилбензола алкилированием бензола этиленом в присутствии хлорида алюминия представлена на рисунке 3.

Приготовление каталитического комплекса. Чтобы получить каталитический комплекс, нужно смешать все его компоненты. В качестве аппарата для смешивания используется емкость с мешалкой Е-1, в которую подают компоненты в следующей последовательности:

- бензол;
- полиалкилбензолы;
- хлорид алюминия;
- воду (нужно взять 1-2 % от веса загруженного хлорида алюминия, вода необходима для того, чтобы получить водород хлористый, который является инициатором процесса).

Готовый каталитический комплекс насосом подаётся на стадию алкилирование.

Алкилирование бензола этиленом происходит в специальном реакторе колонного типа – алкиляторе. В алкилятор подают:

- а) осушенную бензольную шихту (ОБШ);
- б) свежий бензол;
- в) пропиленовую фракцию (подача которой осуществляется барботированием через реакционную смесь, интенсивно ее перемешивания);
- г) свежий и возвратный каталитический комплекс.

Процесс алкилирования протекает в алкиляторе Р-1 при температуре 100 °С и давлении 0,4 МПа. Температура в реакторе-алкиляторе может достигать 130 °С, это ведет к повышенному смолообразованию и дезактивированию каталитического комплекса. Именно поэтому целесообразно снижать давление до 0,15 МПа при наличии умеренного количества отходящих газов, когда температура сохраняется примерно на уровне 100 °С.

Тепло реакции отводится в основном только за счет испарения бензола и нагревания реагентов.

Пары бензола вместе с отходящими газами попадают в обратный конденсатор Т-2, затем бензол отделяется в газоотделителе С-1, откуда бензол возвращается в алкилятор.

Газы, отходящие из конденсатора, содержат пары легколетучего бензола. Для улавливания бензола, эти газы направляются в абсорбер А-1, который орошается полиалкилбензолами. Бензол, собирающийся в нижней части абсорбера, поступает на отстой. Газы после абсорбера А-1, промываются водой в скруббере А-2 для удаления кислоты HCl и выводятся на утилизацию.

Образующаяся реакционная масса стекает через боковой штуцер, охлаждается в теплообменнике Т-3 с циркулирующей водой до 70 °С и затем поступает в сепаратор С-2.

Разложение каталитического комплекса и нейтрализация реакционной массы.

Реакционная масса, поступившая в сепаратор С-2, отстаивается. Более тяжелый каталитический комплекс, возвращается в алкилятор, а реакционная смесь направляется на очистку от растворенного алюминия хлористого и хлорида водорода. Для этого смесь промывают в противоточной колонне К-1.

Затем проводится процесс нейтрализации раствора соляной кислоты, где через промывную колонну К-2 пропускают 20 % раствор NaOH.

После нейтрализации реакционная масса подается в промывную колонну К-3, где водой промывают остатки раствора натриевой соли, соляной кислоты.

Затем, после проведения всех стадий очистки реакционная масса подается для разделения в ректификационный узел.

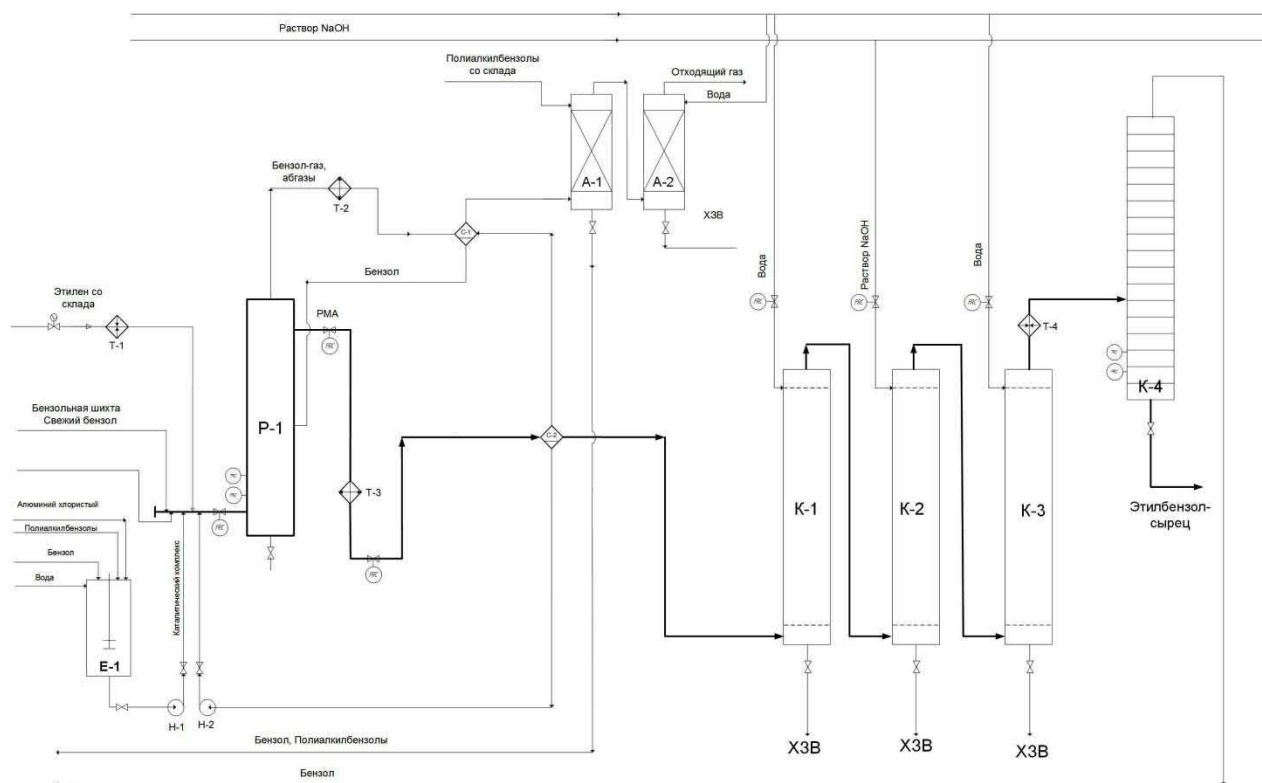


Рисунок 3 – Технологическая схема производства этилбензола:

P-1 – реактор-алкилятор; E-1 – емкость с мешалкой для приготовления каталитического комплекса; T-1 – испаритель для ЭФ, T-2 – обратный конденсатор, T-3 – теплообменник; A-1 - абсорбер, A-2 – водяной скруббер; C-1 – газораспределитель; C-2 – сепаратор; K-1, K-2, K-3 – промывные колонны; K-4 – ректификационная колонна; T-4 – подогреватель; H-1, H-2 – насосы.

Технология алкилирования имеет ряд недостатков и в последнее время непрерывно совершенствуется. Так, образование большого объема сточных вод можно устранить, разлагая кислотный алкилат небольшим количеством воды, при этом получается концентрированный раствор гексагидрата $AlCl_3$, находящий разнообразное применение. Один из вариантов усовершенствованного процесса алкилирования состоит в применении небольшого количества каталитического комплекса, растворяющегося в алкилате (гомогенное алкилирование). В этом случае, ввиду отсутствия больших масс катализатора, проводят реакцию при температуре от 160 до 200 °С и соответствующем давлении, необходимо для поддержания смеси в жидком состоянии [2].

2.2 Конструкция основного аппарата

Жидкофазный процесс алкилирования бензола этиленом проходит в полном реакторе колонного типа - алкилаторе в режиме интенсивного перемешивания или барботирования. В алкилаторе одновременно протекают реакции алкилирования и трансалкилирования полиалкилбензолов. В реактор вводятся потоки полиалкилбензолов, свежего и циркулирующего каталитического комплекса, газообразного олефина и возвратного бензола в турбулентном режиме. Отвод теплоты реакции осуществляют за счет бензольного рефлюкса, поэтому температура процесса обычно составляет от 80 до 130 °С. Температуру поддерживают регулированием давления в реакторе от 0,1 до 0,6 МПа, что позволяет понижать температуру реакции за счет испарения бензола [2].

Эффективный контакт реагирующих веществ с катализатором хлористым алюминием осуществляется за счет интенсивного перемешивания или барботирования олефинов и паров бензола через слой двухфазной жидкости, которая находится в алкилаторе. Время контакта в алкилаторе при заданной температуре определяется скоростью наиболее медленного процесса – трансалкилирования. При 130 °С оно составляет 60 мин. В этих условиях обеспечивается практически полная конверсия этилена и достигается равновесный состав реакционной массы, который зависит исходного соотношения бензол/этилен. Обычно используются мольное соотношение бензол:этилен равное (2–3):1. При этом реакционная смесь отвечает составу в % (масс): бензол – от 45 до 56; этилбензол – от 36 до 41; полиалкилбензолы – от 8 до 12. Расходный коэффициент по бензолу равен 0,8, по этилену – 0,26 [3].

3 Расчетная часть

3.1 Расчёт материального баланса

Исходные данные процесса:

1. Годовая производительность, $G_f = 150000$ тонн/год;
2. Селективность в расчете на этилен 0,8;

3. Расход бензола на 1 т товарного этилбензола 0,78 т.;
 4. Мольное соотношение этилена к бензолу, поступающего на алкилирование 0,3 : 1;
 5. Потери на стадиях выделения этилбензола 3 %;
 6. Расход хлорида алюминия 10 кг на 1000 кг этилбензола;
- Величину эффективного времени в общем виде, можно выразить следующим образом:

$$T_{\text{эф}} = T_{\text{ном}} - T_{\text{ппр}} - T_{\text{то}} \quad (3.1.1)$$

где $T_{\text{ном}}$ – номинальный фонд работы оборудования;

$T_{\text{ппр}}$ – время простоя в ремонтах за расчётный период

$T_{\text{то}}$ – время технологических остановок.

Номинальный фонд работы оборудования вычисляется по формуле:

$$T_{\text{ном}} = T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пр}} \quad (3.1.2)$$

где $T_{\text{вых}}$ – количество выходных дней в году;

$T_{\text{пр}}$ – количество праздничных дней в году.

Так как производство непрерывное $T_{\text{ном}} = 365$ дней (8760 часов);

$T_{\text{ппр}} = 35$ дней (840 часов);

$T_{\text{то}} = 3$ дня (72 часа);

$$T_{\text{эф}} = 8760 - 840 - 72 = 7848 \text{ часов}$$

Производственная мощность непрерывного производства $P_r = 150\,000$ т/год.

Часовая производительность этилбензола с учетом потерь [7]:

$$P_{\text{ч}} = \left(\frac{P_r * 1000}{t_{\text{ф}}} \right) * \left(\frac{100+3}{100} \right), \quad (3.1.3)$$

P_r — годовая производительность;

$t_{\text{ф}}$ — фонд рабочего времени.

$$P_{\text{ч}} = \left(\frac{150000 * 1000}{7848} \right) * \left(\frac{100+3}{100} \right) = 18539,8 \text{ кг/ч}$$

или

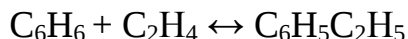
$$18539,8/106,174 = 174,617 \text{ кмоль/ч}$$

где 106,174 – молярная масса этилбензола

3.1.1 Приготовление каталитического комплекса

Масса каталитического комплекса составляет 20 % от массы поступающих в реактор реагентов.

1) Расчет этилена с учетом селективности:



$$174,617/0,8 = 218,271 \text{ кмоль/ч}$$

где 0,8 – селективность в расчете на этилен

или

$$G_{\text{C}_2\text{H}_4} = 192,799 \cdot 28,056 = 6123,818 \text{ кг/ч}$$

где 28,056 – молярная масса этилена

2) Расход бензола, который подается на установку, определяется из молярного соотношения:

$$192,799/0,3 = 642,662 \text{ кмоль/час}$$

или

$$G_{\text{C}_6\text{H}_6} = 642,662 \cdot 78,1182 = 50203,6 \text{ кг/ч}$$

где 78,1182 – молярная масса бензола

3) Расчет ОБШ с учетом массовой доли бензола:

$$G_{\text{ОБШ}} = \frac{G_{\text{C}_6\text{H}_6}}{0,85} = \frac{50203,6}{0,85} = 59063,06 \text{ кг/ч.}$$

Суммарный расход реагентов:

$$G_{\text{реак.}} = G_{\text{ОБШ}} + G_{\text{C}_2\text{H}_4} = 59063,06 + 6123,818 = 65186,88 \text{ кг/ч.}$$

Исходя из общей массы реагентов, определим расход каталитического комплекса через следующую пропорцию:

$$G_{\text{Кт}} = \frac{G_{\text{реак.}} \cdot 20}{100} = \frac{65186,88 \cdot 20}{100} = 13037,38 \text{ кг/ч.}$$

Состав каталитического комплекса: алюминий хлористый – 20 %, бензол – 63 %, полиалкилбензолы – 7 % и хлорэтан – 10 %. Исходя из этого, определяем расход компонентов каталитического комплекса по следующим пропорциям:

$$G_i = \frac{G_{\text{КТ}} \cdot x_i}{100} ,$$

$G_{\text{КТ}}$ — массовый поток каталитического комплекса;

x_i — процентное содержание компонента каталитического комплекса.

$$G_{\text{AlCl}_3} = \frac{13037,38 \cdot 20}{100} = 2607,48 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{C}_6\text{H}_6} = \frac{13037,38 \cdot 63}{100} = 8213,55 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{полиакл}} = \frac{13037,38 \cdot 7}{100} = 912,62 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}} = \frac{13037,38 \cdot 10}{100} = 1303,738 \text{ кг/ч}.$$

3.1.2 Алкилирование

Молярные массы компонентов алкилата:

$$\text{Mr}(\text{C}_2\text{H}_4) = 28,056;$$

$$\text{Mr}(\text{C}_6\text{H}_6) = 78,13;$$

$$\text{Mr}(\text{AlCl}_3) = 133,35;$$

$$\text{Mr}(\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}) = 64,52;$$

$$\text{Mr}(\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5) = 106,17;$$

$$\text{Mr}(\text{C}_6\text{H}_4(\text{C}_2\text{H}_5)_2) = 134,23;$$

$$\text{Mr}(\text{C}_6\text{H}_3(\text{C}_2\text{H}_5)_3) = 162,29.$$

В реакторе протекают следующие реакции:

Основная реакция:



По основной реакции поток этилбензола составил - 174,617 кмоль/ч или 18539,8 кг/ч. По реакции количество моль этилена и бензола равен 1, из этого следует, что молярные потоки реагентов равны молярному потоку этилбензола.

Исходя из этого рассчитаем количество этилена и бензола, вступивших в реакцию:

$$G_{C_6H_6} = 174,617 \cdot 78,12 = 13641,08 \text{ кг/ч},$$

$$G_{C_2H_4} = 174,617 \cdot 28,06 = 4899,75 \text{ кг/ч}.$$

Побочные реакции:



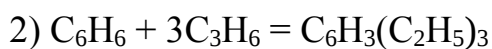
Расходуется 17 % этилена от всего потока этилена, поданного на установку. Всего было подано на установку этилена 6123,818 кг/ч или 218,271 кмоль/ч.

Рассчитаем количество этилена и бензола, вступивших в реакцию, а также количество диизоэтилбензола, образовавшегося в ходе реакции:

$$\text{Прореагировало } C_2H_4: 218,271 \cdot 17/100 = 37,11 \text{ моль/ч или } 1041,16 \text{ кг/ч}.$$

$$\text{Прореагировало } C_6H_6: 37,11/2 = 18,55 \text{ моль/ч или } 1449,31 \text{ кг/ч}.$$

$$\text{Образовалось } C_6H_4(C_2H_5)_2: 18,55 \text{ моль/ч или } 2489,97 \text{ кг/ч}.$$



Расходуется этилена 3 % от общего потока, который был подан на установку. Рассчитаем количество этилена, вступившего в реакцию:

$$\text{Прореагировало } C_2H_5: 218,271 \cdot 3/100 = 6,55 \text{ моль/ч или } 183,71 \text{ кг/ч}.$$

По реакции молярное соотношение бензола к этилену равно 1 : 3, соответственно количество бензола, вступившего в реакцию, составляет:

$$\text{Прореагировало } C_6H_6: 6,55/3 = 2,18 \text{ моль/ч или } 170,54 \text{ кг/ч}.$$

$$\text{Образовалось } C_6H_4(C_2H_5)_2: 2,18 \text{ моль/ч или } 354,23 \text{ кг/ч}.$$

Исходя из полученных данных, рассчитаем количество бензола, не прореагировавшего в реакции:

Не прореагировало C_6H_6 :

$$50203,6 - (13641,08 + 1449,31 + 170,54) = 34942,67 \text{ кг/ч или } 447,24 \text{ кмоль/ч}.$$

Составим материальный баланс стадии алкилирования

Таблица 3.1 – Материальный баланс стадии алкилирования

ПРИХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	РАСХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
C_6H_6	727,57	56836,54	65,76	C_6H_6	530,62	41451,20	47,96

Полиалкил.	27,36	10029,98	11,61	Полиалкил.	27,27	9999,89	11,57
C ₂ H ₄	218,27	6123,73	7,09	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	174,09	18484,14	21,39
Кт.Комплекс				C ₆ H ₄ (C ₂ H ₅) ₂	18,50	2482,90	2,87
AlCl ₃	20,15	2687,06	3,11	C ₆ H ₃ (C ₂ H ₅) ₃	2,18	353,16	0,41
C ₆ H ₆	108,35	8464,25	9,79	Кт.Комплекс			
Полиалк.	2,57	940,47	1,09	AlCl ₃	20,09	2679,00	3,10
C ₂ H ₅ Cl	20,82	1343,53	1,55	C ₆ H ₆	108,03	8438,86	9,76
				Полиалк.	2,56	937,65	1,08
				C ₂ H ₅ Cl	20,76	1339,50	1,55
				Потери	2,72	259,28	0,30
Сумма	1125,09	86425,57	100,00	Сумма	906,81	86425,57	100,00

3.1.3 Стадия охлаждения

Образовавшийся алкилат проходит через теплообменник, для охлаждения до 70 °С. Хладагентом выступает вода.

На этой стадии потери составляют 0,1 %

Материальный баланс теплообменника

Таблица 3.2 – Материальный баланс теплообменника

<i>ПРИХОД</i>	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	<i>РАСХОД</i>	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
C ₆ H ₆	530,62	41451,20	47,96	C ₆ H ₆	530,09	41409,75	48,06
Полиалкил.	27,27	9999,89	11,57	Полиалкил.	27,25	9989,89	11,59
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	174,09	18484,14	21,39	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	173,92	18465,65	21,43
C ₆ H ₄ (C ₂ H ₅) ₂	18,50	2482,90	2,87	C ₆ H ₄ (C ₂ H ₅) ₂	18,48	2480,41	2,88
C ₆ H ₃ (C ₂ H ₅) ₃	2,18	353,16	0,41	C ₆ H ₃ (C ₂ H ₅) ₃	2,17	352,81	0,41
Кт.Комплекс				Кт.Комплекс			
AlCl ₃	20,09	2679,00	3,10	AlCl ₃	20,07	2676,32	3,11
C ₆ H ₆	108,03	8438,86	9,76	C ₆ H ₆	107,92	8430,42	9,78
Полиалк.	2,56	937,65	1,08	Полиалк.	2,55	936,71	1,09
C ₂ H ₅ Cl	20,76	1339,50	1,55	C ₂ H ₅ Cl	20,74	1338,16	1,55
	2,72	259,28	0,30	Потери	0,90	86,17	0,10
Сумма	906,81	86425,57	100,00	Сумма	904,09	86166,30	100,00

3.1.4 Стадия сепарации

На данной стадии при дросселировании реакционной массы до 0,02 МПа отводится около 2 % паров полиалкилбензолов, 5 % паров бензола и около 3 % паров этилбензола. Рассчитаем количество отводящихся паров. Исходные данные по потокам взяты из предыдущей стадии на выходе.

Количество отводимых паров бензола находим через пропорцию:

$$G_{\text{паров бензола}} = (41409,75 \cdot 5) / 100 = 2070,49 \text{ кг/ч.}$$

Таким же способом рассчитываем количество отводимых паров этилбензола и полиалкилбензолов:

$$G_{\text{паров полиалкилата}} = (12823,11 \cdot 2) / 100 = 256,46 \text{ кг/ч;}$$

$$G_{\text{паров этилбензола}} = (18465,65 \cdot 3) / 100 = 923,28 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс стадии сепарации

Таблица 3.3 – Материальный баланс сепаратора

ПРИХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	РАСХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
<i>C₆H₆</i>	530,09	41409,75	48,06	<i>C₆H₆</i>	442,15	34539,76	43,54
<i>Полиалкил.</i>	27,25	9989,89	11,59	<i>Полиалкил.</i>	34,07	12491,24	15,75
<i>C₆H₅C₂H₅:</i>	173,92	18465,65	21,43	<i>C₆H₅C₂H₅:</i>	167,69	17804,26	22,44
<i>Кт.Комплекс</i>	18,48	2480,41	2,88	<i>Кт.Комплекс</i>			
<i>AlCl₃</i>	2,17	352,81	0,41	<i>AlCl₃</i>	2,16	350,69	0,44
<i>C₆H₆</i>				<i>C₆H₆</i>	0,00	0,00	0,00
<i>Полиалк.</i>	20,07	2676,32	3,11	<i>Полиалк.</i>	20,03	2660,27	3,35
<i>C₂H₅Cl</i>	107,92	8430,42	9,78	<i>C₂H₅Cl</i>	107,13	8379,84	10,56
	2,55	936,71	1,09	<i>Дросселируется:</i>			
	20,74	1338,16	1,55	<i>Полиалкил.</i>	0,70	254,92	0,32
				<i>C₆H₆</i>	23,27	1817,88	2,29
				<i>C₆H₅C₃H₇</i>	5,19	550,65	0,69
				<i>Потери</i>	4,91	475,95	0,60
<i>Сумма</i>	903,19	86080,13	100,00	<i>Сумма</i>	807,28	79325,46	100,00

3.1.5 Стадия осаждения



Для разрушения каталитического комплекса нужно осадить AlCl_3 , для этого через отстойник пропускается вода. В результате протекает реакция гидролиза с образованием HCl и AlOHCl_2 . Исходя из химической реакции, определяем количество вода, необходимое для проведения полного гидролиза соли:

$$G_{\text{воды, гидр}} = (2660,27 \cdot 18,02) / 133,35 = 359,40 \text{ кг/ч.}$$

Аналогичным способом определяем количество HCl и образовавшегося осадка:

$$G_{\text{AlOHCl}_2} = (2660,27 \cdot 114,90) / 133,35 = 2292,22 \text{ кг/ч};$$

$$G_{\text{HCl}} = (2660,27 \cdot 36,47) / 133,35 = 727,45 \text{ кг/ч}.$$

В водном растворе содержание соляной кислоты не должно превышать 29 %. В связи с этим, для получения 29 % раствора в отстойник необходимо подать воды в 6 раз больше:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 6 \cdot G_{\text{воды. гидр}} = 6 \cdot 359,40 = 2156,40 \text{ кг/ч}.$$

Тогда количество непрореагировавшей воды будет:

$$G_{\text{непрореаг. H}_2\text{O}} = G_{\text{H}_2\text{O}} - G_{\text{воды. гидр}} = 1797,00 \text{ кг/ч}.$$

Расход раствора кислоты составляет:

$$G_{\text{HClp-p}} = G_{\text{воды. гидр}} + G_{\text{HCl}} = 1086,85 \text{ кг/ч}.$$

С раствором HCl из отстойника отводится образовавшийся осадок. С алкилатом останется примерно 70 % масс. HCl от образовавшегося количества. Тогда, количество отводимой HCl определяется:

$$G_{\text{отв.р-ра HCl}} = (1086,85 \cdot 30) / 100 = 326,06 \text{ кг/ч}.$$

Соляной кислоты остается:

$$G_{\text{ост. HCl}} = G_{\text{HClp-p}} - G_{\text{отв.р-ра HCl}} = 760,79 \text{ кг/ч}.$$

Материальный баланс стадии осаждения

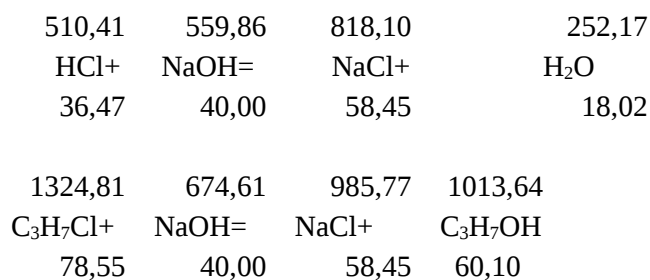
Таблица 3.4 – Материальный баланс стадии осаждения

ПРИХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	РАСХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
Поток №1				Поток №3			
C6H6	442,15	34539,76	43,54	C6H6	440,38	34401,60	44,96
Полиалкил.	34,07	12491,24	15,75	Полиалкил.	41,16	15090,90	19,72
C6H5C2H5	167,69	17804,26	22,44	C6H5C2H5	167,02	17733,04	23,18
Кт.Комплекс				C2H5Cl	106,62	8346,32	10,91
AlCl3	2,16	350,69	0,44	HCl(p-p)	4,26	232,02	0,30
C6H6	0,00	0,00	0,00	Поток №4			
Полиалк.	20,03	2660,27	3,35	AlOHCl2	2,62	300,96	0,39
C2H5Cl	107,13	8379,84	10,56	HCl(p-p)	1,83	99,44	0,13
Поток №2				Потери	3,16	306,04	0,40
H2O	15,78	284,27					
Сумма	789,00	76510,32	100,00	Сумма	767,03	76510,32	100,00

3.1.6 Стадия нейтрализации

На данной стадии необходимо нейтрализовать образовавшийся раствор HCl. Для этого пропускается 25 % раствор NaOH через нейтрализатор - емкость для проведения нейтрализации.

В результате пропускания 25 % раствора NaOH протекают следующие реакции:



Количество C₂H₅Cl и HCl взято с предыдущей стадии на выходе.

На основе этих реакций, определяем количество щелочи для полной нейтрализации:

$$G_{NaOH} = \frac{G_i \cdot Mr_{NaOH}}{Mr_i}, \quad (3.1.5)$$

где G_i — массовый поток компонента алкилата;

Mr_i — молярная масса компонента.

По первой реакции:

$$G_{NaOH}^1 = \frac{510,41 \cdot 40,00}{36,47} = 559,86 \text{ кг/ч.}$$

Аналогичным способом рассчитываем количества образовавшихся продуктов реакции:

$$G_{NaCl}^1 = \frac{510,41 \cdot 58,45}{36,47} = 818,10 \text{ кг/ч;}$$

$$G_{H_2O}^1 = \frac{510,41 \cdot 18,02}{36,47} = 252,17 \text{ кг/ч.}$$

Рассчитываем количество щелочи и продуктов во второй реакции:

$$G_{NaOH}^2 = \frac{1324,81 \cdot 40,006}{78,55} = 674,61 \text{ кг/ч;}$$

$$G_{NaCl}^2 = \frac{1324,81 \cdot 58,45}{78,55} = 985,77 \text{ кг/ч};$$

$$G_{C_2H_5OH}^2 = \frac{1324,81 \cdot 60,10}{78,55} = 1013,64 \text{ кг/ч}.$$

Всего щелочи:

$$G_{NaOH} = G_{NaOH}^1 + G_{NaOH}^2 = 559,86 + 674,61 = 1234,47 \text{ кг/ч}.$$

Рассчитываем количество 25 % раствора NaOH, который нужно подать в нейтрализатор:

$$G_{p-p \text{ NaOH}} = \frac{G_{NaOH} \cdot 100}{25} = \frac{1234,47 \cdot 100}{25} = 4937,86 \text{ кг/ч}.$$

От раствора HCl после нейтрализации останется воды — 1760,05 кг/ч

Всего воды после нейтрализации:

$$G_{H_2O} = G_{H_2O}^1 + G_{H_2O}^{\text{щелоч}} + G_{H_2O}^{\text{кислота}} = 252,17 + 3703,40 + 1760,05 = 5715,62 \text{ кг/ч}.$$

Растворимость NaCl в H₂O — 35,9 г в 100 г воды.

Этиловый спирт образует азеотропную смесь с водой. В связи с этим образуется смесь состоящая из воды, этилового спирта и NaCl:

$$G_{\text{смеси}} = G_{NaCl} + G_{C_2H_5OH} + G_{H_2O} = 5715,62 + 1013,64 + 1803,87 = 8533,13 \text{ кг/ч}.$$

Из нейтрализатора отводится 90 % данной смеси:

$$G_{\text{смеси}}^{\text{отвод.}} = \frac{8533,13 \cdot 90}{100} = 7679,82 \text{ кг/ч}.$$

Тогда с алкилатом останется:

$$G_{\text{смеси}}^{\text{остаток.}} = G_{\text{смеси}} - G_{\text{смеси}}^{\text{отвод.}} = 8533,13 - 7679,82 = 853,31 \text{ кг/ч}.$$

Остаток смеси состоит из: NaCl – 22,48 %, воды – 64,88 % и изопропилового спирта – 12,64 %.

$$G_{NaCl} = \frac{853,31 \cdot 22,48}{100} = 191,83 \text{ кг/ч};$$

$$G_{H_2O} = \frac{853,31 \cdot 64,88}{100} = 553,63 \text{ кг/ч};$$

$$G_{C_2H_5OH} = \frac{853,31 \cdot 12,64}{100} = 107,86 \text{ кг/ч}.$$

Материальный баланс для стадии нейтрализации

Таблица 3.5 – Материальный баланс стадии нейтрализации

ПРИХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	РАСХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
Поток №1				Поток №3			
C ₆ H ₆	440,38	34401,60	44,96	C ₆ H ₆	437,74	34195,19	35,33
Полиалкил.	41,16	15090,90	19,72	Полиалкил.	40,91	15000,36	15,50
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	167,02	17733,04	23,18	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	166,02	17626,64	18,21
C ₂ H ₅ Cl	106,62	8346,32	10,91	H ₂ O	87,95	1584,59	1,64
HCl(p-p)	4,26	232,02	0,30	NaCl	13,04	762,24	0,79
Поток №2				C ₂ H ₅ OH	12,86	592,40	0,61
p-p NaOH 25%	361,84	20991,38	21,69	Поток №4			
				H ₂ O	791,59	14261,28	14,73
				NaCl	117,38	6860,20	7,09
				C ₂ H ₅ OH	115,72	5331,60	5,51
				Потери	10,76	580,77	0,60
Сумма	1121,27	96795,26	100,00	Сумма	1793,98	96795,26	100,00

Далее алкилат проходит через сборник, в котором потери составляют 0,3 %.

Материальный баланс сборника

Таблица 3.6 – Материальный баланс сборника

ПРИХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	РАСХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
C ₆ H ₆	437,74	34195,19	35,33	C ₆ H ₆	436,42	34092,60	48,87
Полиалкил.	40,91	15000,36	15,50	Полиалкил.	40,79	14955,36	21,44
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	166,02	17626,64	18,21	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	165,52	17573,76	25,19
H ₂ O	87,95	1584,59	1,64	H ₂ O	87,69	1579,83	2,26
NaCl	13,04	762,24	0,79	NaCl	13,00	759,96	1,09
C ₂ H ₅ OH	12,86	592,40	0,61	C ₂ H ₅ OH	12,82	590,62	0,85
				Потери	2,28	209,28	0,30
Сумма	758,52	69761,42	100,00	Сумма	758,52	69761,42	100,00

3.1.7 Стадия промывки

На этой стадии отмываются остатки соляной кислоты и натриевой соли. Для данной стадии нужно подавать воды 2500 кг/ч. Потери на этой стадии составляют 0,6 %.

Материальный баланс промывной колонны

Таблица 3.7 – Материальный баланс стадии промывки

ПРИХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.	РАСХОД	кмоль/ч	кг/ч	% масс.
Поток №1				Поток №3			
C ₆ H ₆	436,42	34092,60	48,87	C ₆ H ₆	433,80	33888,05	47,03
Полиалкил.	40,79	14955,36	21,44	Полиалкил.	40,54	14865,63	20,63
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	165,52	17573,76	25,19	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	164,53	17468,32	24,24
H ₂ O	87,69	1579,83	2,26	Поток №4			
NaCl	13,00	759,96	1,09	H ₂ O	225,10	4055,35	5,63
C ₂ H ₅ OH	12,82	590,62	0,85	NaCl	12,92	755,40	1,05
Поток №2				C ₂ H ₅ OH	12,74	587,08	0,81
H ₂ O	138,77	2500,00	3,47	Потери	5,37	432,31	0,60
Сумма	895,01	72052,13	100,00	Сумма	895,01	72052,13	100,00

3.2 Расчет теплового баланса

Тепловой баланс рассчитываем по методике, изложенной в [11].

На входе в алкилатор температура равна 20 °С, а на выходе из него 100 °С. Цель теплового расчета это определение количества бензола, испарившегося в алкилаторе.

Уравнение теплового баланса аппарата имеет вид:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_{\text{пот}}, \quad (3.2.1)$$

где, Q_1 – количество теплоты поступающих этилена, ОБШ, каталитического комплекса;

Q_2 – тепловой поток химических реакций;

Q_3 – тепловой поток алкилата;

Q_4 – тепловой поток на испарение бензола;

Q_5 – тепловой поток паров бензола;

$Q_{\text{пот}}$ – теплопотери в окружающую среду.

Для того, чтобы определить значения Q_1 рассчитываем средние молярные теплоемкости реакционной смеси при температуре $20 + 273,16 = 293,16$ К.

Для расчета теплоемкостей C_p бензола, полиалкилбензолов, 2-хлорэтана, используем метод Чью-Свенсона [12]:

$$C_{p293} = \sum (n_i \times G_i), \quad (3.2.2)$$

G_i — значение групповой составляющей;

n — количество групповых составляющих.

Для расчета теплоемкости пропилена использовался метод Джонсона-Хуанга [12]: $C_p = \sum a \cdot n + \sum b \cdot n \cdot T + \sum c \cdot n \cdot T^2 + \sum d \cdot n \cdot T^3$, (3.2.3)

a, b, c, d — значение групповых составляющих;

n — количество групповых составляющих.

Теплоемкость $AlCl_3$ рассчитывали по формуле [12]:

$$C_p = a + bT + c'/T^2, \quad (3.2.4)$$

Результаты расчетов приведены в таблице 3.8.

Таблица 3.8 – Расчет средних молярных теплоемкостей веществ на входе из алкилятора при 20 °С

Приход	кмоль/с	X_i , %	C_i , (Дж/(моль К))	$C_i \cdot X_i / 100$, (Дж/моль К)
1	2	3	4	5
C_6H_6	0,09	62,28	133,14	82,92
C_2H_4	0,03	9,34	63,01	5,89
$C_6H_4(C_2H_5)_2$	0,01	1,65	304,80	5,02
$C_6H_3(C_2H_5)_3$	0,00	10,07	390,63	39,32
Кт. комплекс				
$AlCl_3$	0,00	3,33	89,78	2,99
C_6H_6	0,02	10,50	133,14	13,98
$C_6H_4(C_2H_5)_2$	0,00	0,82	304,80	2,49
$C_6H_3(C_2H_5)_3$	0,00	0,35	390,63	1,37
C_2H_5Cl	0,00	1,67	133,64	2,23
Сумма	0,14	100,00	1943,57	156,20

Теплота, приходящая с реагентами:

$$Q_1 = 0,14 \cdot 156,20 \cdot 20 = 449,86 \text{ кВт}$$

Температура на выходе из алкилятора равна 100 °С.

Теплоемкости этилбензола, полиалкилбензолов, бензола и паров бензола рассчитывались методом Джонсона-Хуанга.

Теплоемкость $AlCl_3$ рассчитываем аналогично теплоемкости при 20 °С.

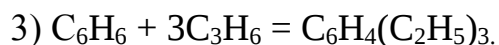
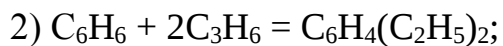
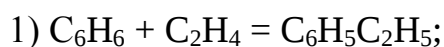
Теплоемкость 2-хлорэтана рассчитывалась по методу Миссенара. Метод аналогичен методу Чью-Свенсона.

Результаты расчетов представлены в таблице 3.9.

Таблица 3.9 – Расчет средних молярных теплоемкостей веществ алкилата на выходе при 100 °С

Приход	кмоль/с	Xi, %	Ci, (Дж/(моль К))	Ci*Xi/100, (Дж/(моль К))
1	2	3	4	5
C ₆ H ₆	0,07	45,50	116,34	52,94
C ₂ H ₄	0,02	22,97	198,81	45,67
C ₆ H ₄ (C ₂ H ₅) ₂	0,01	13,28	281,28	37,34
C ₆ H ₃ (C ₂ H ₅) ₃	0,00	1,02	363,75	3,70
Кт. комплекс				
AlCl ₃	0,00	3,33	99,16	3,30
C ₆ H ₆	0,02	10,49	165,61	17,37
C ₆ H ₄ (C ₂ H ₅) ₂	0,00	0,68	281,28	1,90
C ₆ H ₃ (C ₂ H ₅) ₃	0,00	1,07	363,75	3,90
C ₂ H ₅ Cl	0,00	1,66	141,72	2,36
Сумма	0,12	100,00	2011,69	168,49

В алкилаторе протекает 3 экзотермические реакции:



Тепловые эффекты реакций равны:

$$\Delta H_1 = -110,67 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_2 = -146,14 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta H_3 = -225,94 \text{ кДж/моль}.$$

Тепловой поток химической реакции:

$$Q_2 = \frac{1000}{2 \cdot 3600} \cdot (-110,67) \cdot (-1) \cdot 154,24 + (-146,14) \cdot (-1) \cdot 16,39 + (-225,94) \cdot (-1) \cdot 1,93 = 2763,96 \text{ кВт} ,$$

где:

Молярный поток этилбензола — 154,24 кмоль/ч;

Молярный поток диэтилбензола — 16,39 кмоль/ч;

Молярный поток триэтилбензола — 1,93 кмоль/ч.

Тепловой поток алкилата рассчитан исходя из молярного потока алкилата при 100 °С (кмоль/с) и средней молярной теплоемкости алкилата:

$$Q_3 = 0,12 \cdot 168,49 \cdot 100 = 1977,48 \text{ кВт}$$

Теплота парообразования бензола:

$$Q_4 = n \cdot r \cdot Mr(\text{Бензола}) = 0,0269 \cdot 78,12 \cdot 394 = 828,02 \text{ кВт},$$

где n – количество паров бензола, равное 0,0269 кмоль/с; r – удельная теплота парообразования бензола, равная 394 кДж/кг.

Тепловой поток паров бензола:

$$Q_5 = n \cdot 100 \cdot C_p(373,16)$$

$$Q_5 = 0,0269 \cdot 100 \cdot 116,342 = 312,99 \text{ кВт}$$

Примем, что потери тепла в окружающую среду составят 3 % от общего прихода тепла:

$$Q_{\text{пот}} = (Q_1 + Q_2) \cdot 0,03$$

$$Q_{\text{пот}} = (449,86 + 2763,96) \cdot 0,03 = 96,45 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{прих}} = Q_1 + Q_2$$

$$Q_{\text{прих}} = 449,86 + 2763,96 = 3214 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{расх}} = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_{\text{пот}} = 1977,483 + 828,020 + 312,9880 + 96,448 = 3214 \text{ кВт}$$

Результаты расчета теплового баланса приведены в таблице 10

Таблица 3.10 – Тепловой баланс стадии алкилирования

Приход			Расход		
Тепло	кВт	%	Тепло	кВт	%
1	2	3	4	5	6
Тепловой поток ОБШ, этилена, каталитического комплекса	449,85	14,03	Тепловой поток алкилата	1977,48	61,51
Тепловой поток химических реакций	2763,96	85,97	Теплота парообразования бензола	828,02	25,76
			Тепловой поток паров бензола	312,98	9,74
			Тепловые потери в окружающую среду	96,44	3,00
Итого:	3214	100		3214	100

3.3 Выбор, описание и технологический расчет основного аппарата

Производство этилбензола крупнотоннажное. По способу организации технологического процесса применяют реактор непрерывного действия, который работает в стационарном режиме. В реактор поступает бензол и каталитический комплекс в жидком состоянии, а этилен в газообразном состоянии, значит алкилатор по фазовому состоянию относится к гетерогенному. Реакция алкилирования сопровождается выделением тепла, а значит, относится к экзотермическому процессу, и для создания изотермического режима в реакторе, нужно предусмотреть постоянный отбор тепла. Это можно сделать за счет испарения бензола, а также за счет подачи холодного катализатора.

Реактор-алкилатор предназначен для получения реакционной массы, основным продуктом, которой является этилбензол. Такой реактор

представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа, имеющий штуцера, которые необходимы для подвода исходного сырья и отвода продуктов [12].

Принимаем массу смеси $G = 80611,98$ кг/ч, время пребывания реагентов в аппарате $\tau = 2400$ с, плотность жидкой смеси $\rho_{см} = 895,9017$ кг/м³.

Определяем объемную скорость W_0 , м³ [13]:

$$W_0 = \frac{G}{3600 \cdot \rho_{см}}, \quad (3.3.1)$$

$$W_0 = \frac{80611,98}{3600 \cdot 895,9} = 0,02499 \text{ м}^3/\text{с}$$

Объем рабочей части аппарата [12]:

$$V_p = W_0 \cdot \tau, \quad (3.3.2)$$

$$V_p = 0,02499 \cdot 2400 = 59,9858 \cong 60 \text{ м}^3$$

Общий объем аппарата [13]:

$$V_{общ} = \frac{V_p}{\varphi}, \quad (3.3.3)$$

φ – коэффициент заполнения аппарата, $\varphi = 0,75$.

$$V_{общ} = \frac{59,9858}{0,75} = 79,9811 \cong 80 \text{ м}^3$$

Определяем площадь поперечного сечения аппарата [13]:

$$f = \frac{W_0}{w}, \quad (3.2.4)$$

где w – скорость течения среды, равная 0,002 м/с.

$$f = \frac{0,02499}{0,002} = 12,495 \text{ м}^2,$$

Далее находим диаметр аппарата [13] :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot f}{\pi}}, \quad (3.3.5)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 12,495}{3,14159}} = 3,988626 = 3988,626 \text{ мм}$$

Принимаем D равным 4000 мм.

Далее рассчитаем длину рабочей части аппарата [13]:

$$L = \frac{V_p}{f} = w \cdot \tau, \quad (3.2.6)$$

$$L = \frac{60}{12,495} = 4,801921 \text{ м} = 4801,921 \text{ мм}$$

Технические характеристики алкилятора:

Вместимость аппарата:

Полная – 80 м³;

Полезная - 60±2 м³;

Часовая производительность на стадии алкилирования – 18539,76 кг/ч

Производительность по этилбензолу в расчете на 1 м³ – 232 кг/ч.

Нужное количество аппаратов стадии алкилирования бензола:

$$n = 1,380 \cong 2 \text{ алкилятора}$$

Следовательно, берём 2 аппарата и потоки поступающих реагентов и выходящего алкилата делим на 2 [11].

3.4 Определение диаметров штуцеров

Расчет штуцеров сводится к определению диаметра штуцера по уравнению [13]:

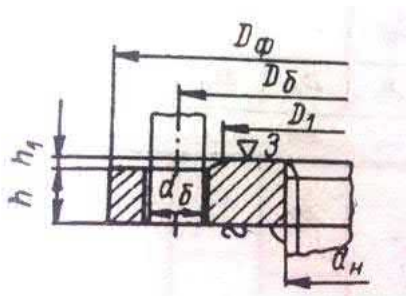
$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \rho \cdot \omega}}, \quad (3.4.1)$$

где G – массовый расход потока, кг/с;

ρ – плотность потока при соответствующей температуре, кг/м³;

ω – скорость потока, м/с; для жидкости принимаем 1 м/с, для пара принимаем 15 м/с.

По внутреннему диаметру штуцера принимаем стандартные размеры болтов и фланца, рекомендуемые по ГОСТ 28759.2-90 [14].



Диаметр штуцера для входа ОБШ:

$$G (\text{ОБШ}) = 59063,04 \text{ кг/ч} = 16,04064 \text{ кг/с}$$

$$\rho (\text{ОБШ}) = 874,07 \text{ кг/м}^3$$

$$d(\text{ОБШ}) = \sqrt{\frac{4 \cdot 16,04064}{3,14 \cdot 874,07 \cdot 1}} = 0,154593 \text{ м} = 154,5928 \text{ мм},$$

Примем $d(\text{ОБШ}) = 200 \text{ мм}$.

Диаметр штуцера для входа этилена:

$$G (\text{C}_2\text{H}_4) = 2,253783 \text{ кг/с}$$

$$\rho (\text{C}_2\text{H}_4) = 1,784 \text{ кг/м}^3$$

$$d(\text{C}_2\text{H}_4) = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,253783}{3,14 \cdot 1,784 \cdot 15}} = 0,327468 \text{ м} = 327,4675 \text{ мм},$$

Примем $d(\text{C}_2\text{H}_4) = 350 \text{ мм}$.

Диаметр штуцера для входа каталитического комплекса:

$$G (\text{Комплекса}) = 13435,32 \text{ кг/ч} = 3,73 \text{ кг/с}$$

$$\rho (\text{Комплекса}) = 1006,417 \text{ кг/м}^3$$

$$d(\text{Комплекса}) = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,732034}{3,14 \cdot 1006,41 \cdot 1}} = 0,068713 \text{ м} = 68,71302 \text{ мм},$$

Примем $d(\text{Комплекса}) = 100 \text{ мм}$.

Диаметр штуцера для выхода алкилата:

$$G (\text{Алкилата}) = 80370,15 \text{ кг/ч} = 22,32504 \text{ кг/с}$$

$$\rho (\text{Алкилата}) = 888,8938 \text{ кг/м}^3$$

$$d(\text{Алкилата}) = \sqrt{\frac{4 \cdot 22,32504}{3,14 \cdot 888,8938 \cdot 1}} = 0,178824 \text{ м} = 178,8243 \text{ мм},$$

Примем $d(\text{Алкилата}) = 200 \text{ мм}$.

Диаметр штуцера для выхода паров бензола:

$$G (\text{Пары}) = 4,203147 \text{ кг/с}$$

$$\rho (\text{Пары}) = 2,69 \text{ кг/м}^3$$

$$d(\text{Пары}) = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,203147}{3,14 \cdot 2,698 \cdot 15}} = 0,364184 \text{ м} = 364,1839 \text{ мм},$$

Примем $d(\text{Пары}) = 400 \text{ мм}$.

3.5 Расчет толщины обечайки

Корпус колонны цельносварной со съемной крышкой. Так как среда является токсичной, то принимаем материал стали 12Х18Н10Т.

Расчетную толщину обечайки определяют по формуле [13]:

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{P-P}} + C_1 + C_2 \leq S_{\text{табл}} \quad (3.5.1)$$

где C_1 и C_2 – прибавка к расчетной толщине на коррозию (принимаем $C_1=1,2 \text{ мм}$; $C_2=2 \text{ мм}$);

D – внутренний диаметр колонны, 4000 мм;

P – рабочее давление, 0,4 МПа;

$[\sigma]_P$ – допускаемое напряжение материала обечайки, 520 МПа [13];

φ – коэффициент прочности сварного шва, этот коэффициент характеризует прочность сварного шва по сравнению с прочностью основного материала, коэффициент прочности продольных сварных швов $\varphi = 1$ [12].

$[\sigma]_P$ – напряжение материала обечайки, которое допустимо, приблизительно можно определить по формуле:

$$[\sigma]_P = \eta \cdot \sigma^* \quad (3.5.2)$$

Где η – коэффициент, учитывающий вид заготовки (т.к. используется листовой прокат, то $\eta = 1$)

σ^* - нормативное напряжение, которое допустимо, $\sigma^* = 520$ МПа для стали 12Х18Н10Т.

Соответственно, допускаемое напряжение:

$$\sigma^* = 520 \cdot 1 = 520 \text{ МПа}$$

Толщина стенки обечайки с учетом прибавок:

$$S = \frac{0,4 \cdot 4000}{2 \cdot 1 \cdot 520 - 0,4} + 2 + 1,2 = 4,7391 \leq S_{\text{табл}} = 5 \text{ мм}$$

Проверим, соблюдается ли условие:

$$\frac{(s - c)}{D} = \frac{4,7391 + 2}{4000} = 0,0017 < 0,1$$

Толщину обечайки принимаем равную 5 мм.

3.6 Расчет газораспределителя

Расчеты были проведены в соответствии с изложенной методикой в [15].

Газораспределитель состоит из центрального коллектора 1 и перфорированных аэрационных трубок 2, расположенных симметрично (рисунок 4,а). Аэрационные трубки 2 имеют отверстия для выхода газа. Диаметр отверстий d_0 обычно выполняется в диапазоне $0,5 \div 1$ мм. Отверстия по сечению трубок 2 могут размещаться с угловым шагом в диапазоне $15 \div 22,5^\circ$ (рисунок 5).

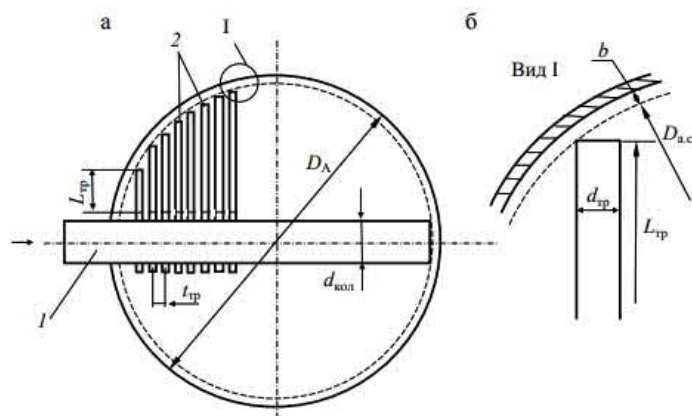


Рисунок 4 –Трубчатое газораспределительное устройство

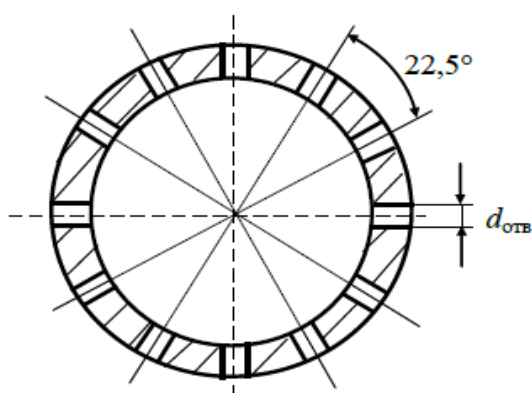


Рисунок 5 – Вариант размещения отверстий по сечению боковых труб
трубчатого газораспределителя.

Для расчета газораспределителя определим диаметры коллектора d_k и диаметры аэрационных трубок $d_{тр}$.

Площадь поперечного сечения коллектора определяют по формуле:

$$S_k = \frac{Q_{\Gamma}}{V_k}, \quad (3.6.1)$$

где V_k – скорость движения воздуха в коллекторе (10 ÷ 50 м/с);

Q_{Γ} – объемный расход воздуха.

$$S_k = \frac{0,733287}{20} = 0,03666 \text{ м}^2,$$

Диаметр коллектора трубчатого газораспределителя:

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \cdot S_k}{\pi}}, \quad (3.6.2)$$

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,03666}{3,14159}} = 0,31605 \text{ м} = 316,05 \text{ мм} \approx 350 \text{ мм}.$$

Диаметр аэрационной трубки:

$$d_{\text{тр}} = \frac{d_k}{(4 \div 8)}, \quad (3.6.3)$$

$$d_{\text{тр}} = \frac{0,31605}{6} = 0,0360081 \text{ м} = 36,008 \text{ мм} \approx 40 \text{ мм}.$$

Площадь поперечного сечения одного отверстия:

$$S_{\text{отв}} = 0,785 \cdot d_{\text{отв}}^2, \quad (3.6.3)$$

$$S_{\text{отв}} = 0,785 \cdot 0,003 = 0,000007065 \text{ м}^2$$

Суммарная площадь всех отверстий, размещенных в аэрационных трубках:

$$\sum S_{\text{отв}} = S_k, \quad (3.6.4)$$

Число отверстий, размещенных на всех аэрационных трубках газораспределительной системы:

$$\sum n_{\text{отв}} = \frac{\sum S_{\text{отв}}}{S_{\text{отв}}} = \frac{0,03666}{0,000007065} = 5188,960 \approx 5190 \text{ отверстий}$$

Площадь поперечного сечения одной аэрационной трубки:

$$S_{\text{тр}} = 0,789 \cdot d_{\text{тр}}^2, \quad (3.6.5)$$

$$S_{\text{тр}} = 0,789 \cdot 0,0360081^2 = 0,001023 \text{ м}^2$$

Суммарная площадь проходного сечения аэрационных трубок:

$$\sum S_{\text{тр}} = S_k$$

Количество аэрационных трубок газораспределителя:

$$\sum n_{\text{тр}} = \frac{\sum S_{\text{тр}}}{S_{\text{тр}}} = \frac{0,03666}{0,001023} = 35,84 \approx 36 \text{ трубок}$$

Трубки будут размещены симметрично друг другу, по каждой стороне коллектора. Соответственно будет размещено $0,5 \sum n_{\text{тр}} = 18$ трубок.

Диаметр окружности трубчатой аэрационной системы:

$$D_{a.c} = D_A - 2 \cdot b, \quad (3.6.6)$$

$$D_{a.c} = 4000 - 2 \cdot 60 = 3880 \text{ мм}$$

Длина центральной (самой большой) трубки:

$$L_T = 0,5 \cdot D_{a.c} - 0,5 \cdot d_{\text{кол}} - l_{\text{м.п}}, \quad (3.6.7)$$

,

где $d_{\text{кол}}$ – наружный диаметр коллектора, м;

$l_{\text{м.п}}$ – длина монтажного патрубка, установленного неразъемно с коллектором, $l_{\text{м.п}} = 0,1 \text{ м}$.

$$L_T = 0,5 \cdot 3880 - 0,5 \cdot 273 - 100 = 1704 \text{ мм}$$

Длина других трубок уменьшается в обе стороны по длине коллектора в зависимости от принятых значений $t_{\text{тр}}$ и $d_{\text{тр}}$.

Межосевой шаг:

$$t = \frac{D_{a.c}}{\sum 0,5 \cdot n_{\text{тр}}}, \quad (3.6.8)$$

$$t = \frac{3880}{18} = 216 \text{ мм}$$

Длина каждой трубки с одной стороны коллектора определяется графически из эскиза газораспределителя.

3.7 Расчет опорной конструкции

Чтобы установить химические аппараты на фундаменты необходимо применить опоры. Вертикальные аппараты с эллиптическими днищами и с соотношением $H/D < 5$ необходимо оснастить опорными стойками, которые могут быть вертикальными, наклонными, некруглого или круглого сечения [13].

Чтобы рассчитать опоры аппарата нужно знать массу аппарата, которая рассчитывается по следующей формуле:

$$m_{\text{ап}} = 2m_{\text{дн}} + m_1 + m_2 + m_{\text{об}} \quad (3.7.1)$$

Где $m_{\text{дн}}$ – масса днища аппарата;

m_1 и m_2 – масса фланцев обечайки;

$m_{\text{об}}$ – масса обечайки.

$$m_o = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\text{н}}^2 - D_{\text{вн}}^2) \cdot H_o \cdot \rho_{\text{ст}} \quad (3.7.2)$$

где диаметр наружный $D_{\text{н}} = 4,01$ м; диаметр внутренний $D_{\text{вн}} = 4$ м; высота обечайки $H_{\text{об}} = 6,315$ м; плотность стали $\rho_{\text{ст}} = 7780$ кг/м³:

$$m_o = \frac{3,14}{4} \cdot (4,01^2 - 4^2) \cdot 6,315 \cdot 7780 = 3089,27 \text{ кг}$$

Масса фланцев обечайки:

$$m_1 = 388 \text{ кг};$$

$$m_2 = 398 \text{ кг}.$$

Масса днища — 402,322 кг

Тогда масса аппарата:

$$m_{\text{ап}} = 2 \cdot 402,322 + 388 + 398 + 3089,27 = 4679,91 \text{ кг}$$

При гидроиспытаниях масса воды составит:

$$m_{\text{в}} = 80 \cdot 1000 = 80000 \text{ кг},$$

где, 80 м³ — объем колонны, 1000 кг/м³ — плотность воды.

Определяем вес колонны:

$$m_{\text{max}} = m_{\text{к}} + m_{\text{в}}, \quad (3.7.3)$$

$$m_{\text{max}} = 4679,909 + 80000 = 84679,909 \text{ кг} \approx 0,85 \text{ МН}$$

По (ОСТ 26-467-79) [16] выбираем опоры (стойки) для вертикальных аппаратов.

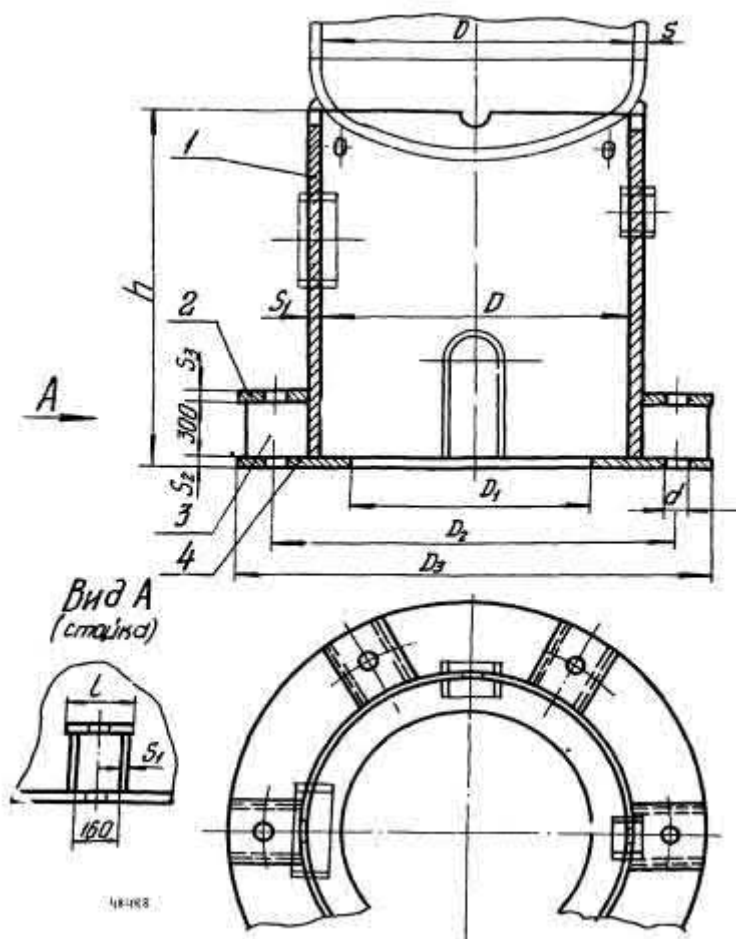


Рисунок 6 – Опора цилиндрическая с наружными стойками под болты:
1 - обечайка; 2 - планка; 3 - ребро; 4 - кольцо нижнее.

3.8 Расчет днища корпуса

Днище связано с обечайкой аппарата и поэтому является составным элементом корпусов химических аппаратов и поэтому изготавливаются из того же материала, что и корпус [13].

Для дешевизны изготовления и удобства размещения штуцеров делаем выбор стандартных эллиптических отбортованных днищ. Такие днища прочные, в них не создаются застойные зоны, что позволяют обеспечить полное освобождение реактора от продуктов если необходимо подготовить аппарат к ремонту.

Толщина стенки эллиптического днища определяется по формуле:

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_P - 0,5 \cdot P} + C_1 + C_2 \leq S_{\text{табл}} \quad (3.8.1)$$

где C_1 и C_2 – прибавка на коррозию и возможное отклонение толщины листа: $C_1 = 1,2$ мм; $C_2 = 2$ мм;

D – внутренний диаметр колонны, 4000 мм;

P – рабочее давление, 0,4 МПа;

$[\sigma]_P$ – допускаемое напряжение материала обечайки, 520 МПа ;

φ – коэффициент прочности сварного шва, $\varphi = 1$.

$$S = \frac{0,4 \cdot 4000}{2 \cdot 1 \cdot 520 - 0,5 \cdot 0,4} + 2 + 1,2 = 4,7388 \leq S_{\text{табл}} = 4 - 6 \text{ мм}$$

Толщина днища равна 5 мм.

Допускаемое давление определяем по формуле:

$$P_{\text{доп}} = \frac{2 \cdot \varphi \cdot \sigma \cdot (S - C)}{D + (S - C)} = \frac{2 \cdot 1 \cdot 520 \cdot (5 - 2)}{4000 + (5 - 2)} = 0,78 \text{ МПа} \quad (3.8.2)$$

Согласно ГОСТ 6533-68 [17] выбираем днище и крышку. Принимаем фланец согласно ГОСТ 12815-80 [18].

3.9 Гидравлический расчет

Выбор насосов для перекачки жидкостей производят по мощности электродвигателя. Мощность N электродвигателя определяется по формуле:

$$N = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta} \quad (3.9.2)$$

где: Q – производительность насоса, м³/с;

ρ – плотность жидкости, кг/м³;

g – ускорение силы тяжести, м/с²;

H – полный напор насоса, м;

η – коэффициент полезного действия, равное 0,7 для центробежных насосов.

Полный напор, развиваемый насосом, определяется уравнением [30]:

$$H = \frac{P_H - P_{BC}}{\rho \cdot g} + H_0 + hn \quad (3.9.1)$$

где: P_H - давление в нагнетательном трубопроводе, Па;

P_{BC} - давление во всасывающем трубопроводе, Па;

H_0 - геометрическая высота подъёма жидкости, м;

ρ - плотность жидкости;

$g = 9,81$ - ускорение свободного падения;

hn - напор, затрачиваемый на создание скорости и на преодоление трения, м;.

Принимаем $H_0 = 1$ м, $hn = 5$ м.

Из-за небольшой разницы P_H и P_{BC} - $(p_2 P_H - p_1 P_{BC})/\rho g$ можно не учитывать.

С запасом на возможные перегрузки двигатель к насосу устанавливаем несколько большей мощности $N_{уст}$, чем потребляемая мощность:

$$N_{уст} = \beta \cdot N \quad (3.9.3)$$

где $\beta = 1,15$ при $N = 5-50$ кВт.

Коэффициент запаса мощности берется в зависимости от величины N

Насос предназначен для подачи каталитического комплекса (1) и для подачи бензола (2) в алкилатор. Расход рассчитывается:

$$Q = \frac{G_c}{\rho \cdot 3600} \quad (3.9.4)$$

где G_c - производительность установки, кг/ч.

ρ - плотность каталитического комплекса, кг/м³.

$$1) Q = \frac{18539,8}{1006,417 \cdot 3600} = 5,12 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$2) Q = \frac{18539,8}{876 \cdot 3600} = 5,88 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

Напор насоса

$$H = 1 + 5 = 6 \text{ м.}$$

$$N = \frac{5,12 \cdot 10^{-3} \cdot 1006,417 \cdot 9,81 \cdot 6}{1000 \cdot 0,7} = 0,41 \text{ кВт}$$

$$N = \frac{5,88 \cdot 10^{-3} \cdot 876 \cdot 9,81 \cdot 6}{1000 \cdot 0,7} = 0,43 \text{ кВт}$$

$$N_{\text{уст}} = 1,15 \cdot 0,43 = 0,49 \text{ кВт}$$

Подбор насосов осуществляем по каталогу [18]. Результаты подбора приведены в таблице 3.11

Таблица 3.11 – Основные характеристики центробежного насоса

Обозначение	Количество	Марка насоса	Q, м³/с	H, м	Электродвигатель		
					тип	N, кВт	n, с⁻¹
H1	2	X10/5 3	2·10⁻³	10	АО2-52-2	1	48,3

4. Социальная ответственность

В настоящем разделе рассматриваются вопросы производственной безопасности, связанные с работой установки алкилирования бензола этиленом, а также разрабатываются мероприятия по предотвращению воздействия на здоровье опасных и вредных факторов, создание безопасных условий труда.

Установка алкилирования бензола относится к пожароопасному и взрывоопасному производству. Этот процесс ведется при достаточно высоких температурах. Сырье в технологическом процессе находится под избыточным давлением, что создает такую опасность как разгерметизации оборудования.

Процессы производства этилбензола могут представлять угрозу здоровью и жизни человека.

4.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

4.1.1 Специальные правовые нормы трудового законодательства.

В цехе алкилирования бензола, согласно N 426-ФЗ "О специальной оценке условий труда", присутствуют вредные условия труда (3 класс). В зависимости от проведенной спецоценки условия классифицируются:

1. подкласс 3.1 (вредные условия труда 1 степени) - условия труда, при которых на работника воздействуют вредные и (или) опасные производственные факторы, после воздействия которых измененное функциональное состояние организма работника восстанавливается, как правило, при более длительном, чем до начала следующего рабочего дня (смены), прекращении воздействия данных факторов, и увеличивается риск повреждения здоровья;

2. подкласс 3.2 (вредные условия труда 2 степени) - условия труда, при которых на работника воздействуют вредные и (или) опасные производственные факторы, уровни воздействия которых способны вызвать стойкие функциональные изменения в организме работника, приводящие к появлению и развитию начальных форм профессиональных заболеваний или

профессиональных заболеваний легкой степени тяжести (без потери профессиональной трудоспособности), возникающих после продолжительной экспозиции (пятнадцать и более лет);

Гарантии и компенсации

1. На установке принят двухсменный четырёхбригадный график работы согласно “Списку производств, цехов, профессий и должностей с вредными условиями труда, работа в которых даёт право на дополнительный отпуск и сокращённый рабочий день”, М., 1977, гл. IX, п. 45 и 54а (содержание серы в сырье 0,005 масс. %).

2. Дополнительный отпуск (12 календарных дня).

3. Всем работникам установки с целью нейтрализации вредных для организма веществ выдается молоко в количестве 0,5 литра в сутки.

4. При достаточном трудовом стаже выход на льготную пенсию. Обеспечение СИЗ Для предотвращения несчастных случаев, заболеваний и отравлений, связанных с производством, весь обслуживающий персонал установки обеспечивается средствами индивидуальной защиты. Нормы бесплатной выдачи спецодежды и спецобуви приняты на основании приказа от 1 июня 2009 года N 290н «Об утверждении Межотраслевых правил обеспечения работников специальной одеждой, специальной обувью и другими средствами индивидуальной защиты (с изменениями на 12 января 2015 года)» [44].

4.1.2 Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.

При размещении оборудования учитываются следующие технологические требования: [32]

- удобство обслуживания оборудования и возможность демонтажа аппаратов и их деталей при ремонтах;
- обеспечение максимально коротких трубопроводов между аппаратами при необходимости самотека;
- рациональное решение внутризаводского транспорта.

При этом необходимо соблюдать строительные нормы, требования естественной освещенности, технику безопасности и охрану труда, санитарные нормы.

Компоновка оборудования на открытых площадках сокращает капитальные затраты на строительство, уменьшает загазованности и влияние тепловыделений, снижает взрыво- и пожароопасность. Установка аппаратуры на открытых площадках создает также предпосылки для укрупнения агрегатов, позволяет во многих случаях отказаться от членения на части (царги) аппаратуры (преимущественно колонной) и, кроме того, улучшает условия монтажа оборудования. На открытых площадках химическая аппаратура устанавливается на этажерках- железобетонных и металлических— или самостоятельно- на индивидуальных и групповых фундаментах. Аппараты малого диаметра и большой высоты устанавливаются в этажерках. При размещении технологического оборудования на открытых площадках, руководствуются перечнем технологического оборудования химической промышленности, устанавливаемого на открытых площадках, и характеристикой климатического района [32].

Размеры пролетов, расположение разбивочных осей и высоты зданий принимаются по строительным нормам СНИП-II-M2-62. В зданиях и на открытых площадках для монтажа, эксплуатации, демонтажа и ремонта оборудования устанавливают подъемно-транспортные устройства. Для технологического обслуживания большого количества и разнообразного по характеру оборудования, устанавливаемого на открытой площадке, требующей частой разборки или демонтажа, загрузки и выгрузки катализатора, применяются передвижные краны. При размещении оборудования предусмотрены проходы, обеспечивающие безопасное обслуживание оборудования, движения людей и транспорта, а также удобную очистку рабочих поверхностей оборудования. Машины и аппараты, обслуживаемые подъемными кранами, размещают в зоне приближения крюка крана. Все насосы в насосном отделении, создающие на рабочих местах вибрации и шум,

устанавливаются на специальных фундаментах. Для выполнения работ по монтажу, демонтажу, чистке и замене трубных пучков подогревателей, холодильников, конденсаторов, коммуникаций предусматриваются соответствующие средства механизации. Максимально механизирована загрузка и выгрузка ядовитых и взрывоопасных веществ, а также подача веществ в опасные зоны. В производстве исключены ручные операции при транспортировке и погрузочно-разгрузочных работах. В качестве безрельсового транспорта применяются автопогрузчики, тележки, платформы. При размещении оборудования руководствуются действующими правилами и нормами по технике безопасности, противопожарной безопасности, указаниями по выносу оборудования на открытые площадки в химической промышленности и другими указаниями, правилами и нормами, обеспечивая нормальные условия обслуживающему персоналу и безаварийную работу оборудования [32].

4.2 Производственная безопасность

Основные элементы исследовательского процесса, формирующие опасные и вредные факторы при выполнении работы описаны в соответствии с ГОСТ 12.0.003–2015. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация. [22].

В рабочей зоне на персонал воздействуют вредные и опасные факторы. Отклонение показателей микроклимата, недостаточная освещенность и вредные факторы могут привести к плохому самочувствию персонала. Чтобы отклонения не произошли, вводим мероприятия и нормы.

4.2 Анализ вредных производственных факторов

4.2.1 Отклонение показателей микроклимата в помещении

Состояние воздушной среды на рабочих местах - один из факторов, влияющих на здоровье и работоспособность человека. Микроклимат рабочей

зоны зависит от состояния воздушной среды (относительной влажность воздуха, скорость движения воздуха, температура)

Долгое воздействие на человека неблагоприятных условий микроклимата ухудшает его самочувствие.

Повышенная температура воздуха способствует появлению утомляемости работника, может привести к тепловому удару или перегреву организма. Пониженная температура воздуха может привести к охлаждению организма, а так же стать причиной обморожения либо простудного заболевания.

Повышенная относительная влажность при большой температуре приводит к перегреванию организма, а при низкой температуре она может привести к переохлаждению организма, так как усиливает теплоотдачу с поверхности кожи.

Параметры микроклимата контролируются с помощью СанПиН 2.2.4.548-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.

Для поддержания данных параметров микроклимата необходимо использовать системы отопления и кондиционирования или приточно-вытяжную вентиляцию, согласно СНиП 2.04.05-91. Отопление, вентиляция, кондиционирование.

4.2.2 Освещенность рабочей зоны

В целях обеспечения приемлемых условий в помещениях цеха должно быть естественное и искусственное освещение.

Естественное освещение может быть прямым или отраженным; свет проникает в помещение через боковые проёмы и через фонари. Основной величиной для расчета и корректирования естественного освещения внутри помещений применяют КЕО - коэффициент естественного освещения:

$$КЕО = E_{вн}/E_{нар} \times 100\% \quad (4.2.2)$$

где $E_{вн}$ - освещенность в закрытом помещении;

$E_{нар}$ - освещенность под открытым небом.

Нормы естественного освещения промышленных зданий, сведенные к нормированию КЕО (коэффициент естественной освещенности), предоставленные в СНиП 23-05-95. При естественном освещении КЕО-3%, при боковом-1%.

Искусственное освещение. В производственных помещениях цеха алкилирования производятся «грубые» работы и осуществляется общий надзор за эксплуатацией оборудования. Эти помещения взрыво- и пожароопасные, с химически активной средой, температура воздуха может быть менее + 10°C (в зимний период); напряжение сети падает ниже 90 % от номинального. Поэтому отдаётся предпочтение лампам накаливания. Основным источником света, как для общего, так и для комбинированного освещения будут люминесцентные лампы. Величина допустимой освещённости в производственном помещении 200 люкс, фактическая - 250 люкс, что удовлетворяет санитарным нормам и требованиям.

Нормирование искусственного освещения производится по СНиП 23- 05- 95 в зависимости от разряда зрительной работы (наименьший размер объекта различения), от контраста объекта различия с фоном и от характеристики фона. Обычные работы в химических производствах не требуют высокого зрительного напряжения, а лишь общего наблюдения в соответствии с 8 разрядом, для чего достаточно 75 люкс.

Выбор системы освещения. В проектированном производстве устанавливаем искусственное освещение двух систем: общее (равномерное и локализованное) и комбинированное. На рабочих местах дополнительно применяем местное освещение.

Выбор осветительных приборов. Для ламп до 500 Вт применяем для общего и местного освещения в нормальных помещениях. Глубокоизлучательность со средней концентрацией потока - для ламп 500, 1000, 1500Вт, устойчивых в условиях сырости и среды с повышенной химической активностью. Взрывозащищенные светильники Н45-300, В4А200.

Для люминесцентных ламп: открытые двухламповые светильники типа ОД ОД01, ШОД, О ДО, 00 Д. Плафоны потолочные для общего освещения закрытых сухих помещений: Л71503 (мощность ламп Юх30Вт), Л71584 (мощность ламп 8х90Вт).

В случае отключения освещения в производственных помещениях предусмотрено аварийное освещение.

4.2.3 Повышенный уровень шума и вибрации

Источником шума и вибрации является грохот в насосном зале, система сброса газов в атмосферу, вентиляционные установки. При длительном воздействии шума, на организм персонала происходят нежелательные явления: снижается острота зрения, слуха, повышается кровеносное давление, понижается внимание. Сильный продолжительный шум может быть причиной функциональных изменений сердечно-сосудистой и нервной систем.

Вибрация, воздействующая на человека, нормируется в каждой активной полосе. Основные мероприятия по борьбе с вибрацией [13]:

1. Правильная организация труда и отдыха: - кратковременные перерывы в работе (по 10-15 мин через каждые 1- 1,5 часа работы); - активная гимнастика рук, теплые водяные ванны для конечностей и др.

2. Уравновешивание, балансировка.

3. Жесткое присоединение агрегата к фундаменту большей массы. Амплитуда колебаний подошвы не должна превосходить 0,1 – 0,2 мм, а для особо ответственных установок – 0,005 мм.

4. Применение средств индивидуальной защиты. В качестве индивидуальной защиты применяют рукавицы с прокладкой на ладонной поверхности и обувь на толстой мягкой подошве. (ГОСТ 12.4.002. – 84 «Средства индивидуальной защиты рук от вибрации»; ГОСТ 12.4.024 – 86 «Обувь специальная виброзащита»)

4.3 Анализ опасных производственных факторов

4.3.1 Электробезопасность

При непосредственном прикосновении человека к электроустановкам, которые находятся под напряжением, появляется опасность поражения организма электрическим током, из-за того, что тело человека может проводить ток.

Самыми важными факторами, которые могут предопределить исход поражения током, являются напряжение электрического тока (или величина), род тока (постоянный или переменный), частота тока, продолжительность воздействия, путем протекания его через человеческое тело, психическое и физическое состояние человека в момент действия на его организм тока. Для человека самый опасный ток это переменный ток с частотой 50 Гц.

Основным нормативным документом, устанавливающим требования по электробезопасности, является ГОСТ 12.1.038-82 Система стандартов безопасности труда. Электробезопасность. Предельно допустимые значения напряжений прикосновения и токов [24].

Основные требования охраны труда и промышленной безопасности перед началом и во время работы:

- Корпуса электрических аппаратов не должны иметь повреждений корпусов и защитных щитков, снижающих их защитные свойства в отношении электробезопасности. Электрические шкафы и щиты должны быть закрыты и иметь знаки электрической опасности;
- Электрические провода и кабели не должны иметь видимых повреждений;
- Перед применением средств защиты персонал обязан проверить их исправность.
- Обеспечить недоступность к токоведущим частям;
- Устранить опасность поражения током при появлении напряжения на нетоковедущих частях электрического оборудования осуществляется с помощью защитного зануления, двойной изоляцией, заземления;

- Применять защитные средства. Защитными средствами называют приборы, аппараты, переносимые и перевозимые приспособления и устройства, которые служат для защиты персонала от поражения током, воздействию электрической дуги, электрического поля, продуктов горения, падения с высоты и т.п.

4.3.2 Движущиеся машины и механизмы производственного оборудования

Опасность представляют движущие части производственного оборудования изделия, заготовки, материалы, отлетающие частицы обрабатываемого материала, брызги смазочно-охлаждающих жидкостей, в связи, с чем необходимо проводить мероприятия по устранению возможных механических травм, к числу которых относятся:

- проверка наличия защитных ограждений на движущихся и вращающихся частях машин и механизмов;
- плановая и внеплановая проверка пусковых и тормозных устройств;
- проверка состояния оборудования и своевременное устранение дефектов.

Для защиты от данных опасных факторов используются коллективные средства защиты, – устройства, препятствующие появлению человека в опасной зоне. Согласно ГОСТ 12.2.062-81 [28] все движущиеся и вращающиеся части станков, машин и механизмов должны иметь со всех сторон прочные съёмные ограждения на расстоянии не менее 35 см. Высота ограждений должна быть не менее 1,25 м. высота нижнего пояса ограждения принимается равной 20 см, а промежутки между поясами ограждения по высоте – не более 40 см. Расстояние между смежных стоек, к которым прикрепляются пояса ограждения, должны быть не более 2,5 м. При расстоянии менее 35 см между механизмом и ограждением разрешается только сплошное или сетчатое

ограждение высотой не менее 1,8 м. Механизмы высотой менее 1,8 м должны ограждаться полностью согласно ГОСТ 12.2.003-91 [8].

Зубчатые и цепные передачи ограждаются прочными металлическими кожухами, имеющими съемные части для удобного доступа к машине при осмотре и профилактике. Выступающие детали вращающихся частей, а также шпонки валов должны закрываться колпаками по всей окружности вращения. Снимать ограждения или открывать их дверцы разрешаются только после полной остановки механизма.

Во время работы механизмов недопустимо: закреплять, ремонтировать и чистить какие-либо их части или смазывать непредусмотренным способом; тормозить вращающиеся и движущиеся части при помощи ломов, переходить через движущиеся не огражденные тросы, канаты, цепи и входить за ограждающие барьеры. При осмотре и ремонте механизмы выключаются и обесточиваются, приводные ремни снимаются, а у пусковых устройств выставляются предупредительные знаки [29].

4.4 Экологическая безопасность

В цехе установки производства этилбензола имеют место как постоянные, так периодические стоки, содержащие вредные вещества.

Все стоки направляются на биологическую очистку в зависимости состава вредных веществ.

В случае аварийных остановок и остановок агрегата на ремонт опорожнения оборудования в каждой зоне предусмотрены аварийные дренажные емкости для предотвращения залповых выбросов в окружающую среду.

Требования к стокам нормируются по ГОСТ 17.1.3.13–86. Охрана природы. Гидросфера. Общие требования к охране поверхностных вод от загрязнений [24] и согласно ГН 2.1.5.1315-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) химических веществ в воде водных объектов хозяйственно-питьевого и культурно-бытового водопользования [24].

4.5 Безопасность в чрезвычайных ситуациях

При работе в рассматриваемых помещениях возможен пожар, т.к. помещения оснащены электропроводкой.

Установка алкилирования бензола обеспечена следующими средствами противопожарной защиты: план эвакуации, памятка соблюдения правил техники пожарной безопасности, системы вентиляции, огнетушители, противопожарная сигнализация.

Согласно ГОСТ 12.1.004-91. Пожарная безопасность. Общие требования [28], при возникновении пожара необходимо:

- незамедлительно сообщить об обнаружении пожара в соответствующие органы;
- организовать оповещение персонала объекта о пожаре;
- по возможности выяснить о местоположении очага пожара;
- оценить обстановку и принять соответствующее решение о тушении пожара.

К первичным средствам пожаротушения относятся: пожаротушащие вещества (вода) и пожарное оборудование (огнетушитель).

4.5.1 Пожароопасность

Возможны следующие источники пожароопасности: неработоспособное или неисправное электрооборудование, также неисправности в проводке, розетках и выключателях, короткое замыкание, согласно ГОСТ 12.1.033 – 81. Пожарная безопасность [23].

При возникновении пожара или взрыва, человек подвергается воздействию токсичных продуктов горения, огня и лучистых потоков, дыма, который воздействует на слизистые оболочки, у человека возникает недостаток кислорода, вследствие чего ухудшение двигательной функции, ранение осколками, химические ожоги, отравление.

Профилактические мероприятия должны быть следующими:

- обнаружение и последующее устранение неполадок в сети, своевременный ремонт или замена электрооборудования, скрытие электропроводки для уменьшения вероятности короткого замыкания;

- в качестве первичных средств пожаротушения в помещениях должны иметься огнетушители.

Также в помещениях должны быть обеспечены следующие средства противопожарной защиты:

- план эвакуации людей при пожаре;
- системы вентиляции;
- установленная система автоматической противопожарной сигнализации, согласно ГОСТ12.1.004-91. Пожарная безопасность. Общие требования [28].

5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

5.1 Оценка коммерческого потенциала и перспективности проведения научных исследований с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Основными потребителями этилбензола являются юридические лица, это компании которые используют этилбензол в нефтехимической промышленности в качестве промежуточного продукта при получении стирола, сырья для производства полистирола, АБС-пластиков и синтетических каучуков.

Этилбензол — органическое соединение, горючая бесцветная жидкость, с запахом бензола, относящееся к углеводородам ароматического ряда, содержится в сырой нефти, продуктах каталитического риформинга нефтяных фракций и легких фракциях смолы коксования угля. Получают этилбензол алкилированием бензола.

5.1.1 Анализ конкурентных технических решений

Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения позволяет провести оценку сравнительной эффективности научной разработки и определить направления для ее будущего повышения.

Критерии для сравнения и оценки ресурсоэффективности и ресурсосбережения, подбираются, исходя из выбранных объектов сравнения с учетом их технических и экономических особенностей разработки, создания и эксплуатации.

Позиция разработки и конкурентов оценивается по каждому показателю экспертным путем по пятибалльной шкале, где 1 – наиболее слабая позиция, а 5 – наиболее сильная. Веса показателей, определяемые экспертным путем, в сумме должны составлять 1.

Анализ конкурентных технических решений определяется по формуле:

$$K = \sum B_i \cdot B_i, \quad (5.1)$$

Где K – конкурентоспособность научной разработки или конкурента;

B_i – вес показателя (в долях единицы);

B_i – балл i -го показателя.

В таблице 5.1 приведена оценочная карта, включающая конкурентные технические разработки в области производства этилбензола.

Таблица 5.1 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических разработок

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		B_{ϕ}	B_{K1}	B_{K2}	K_{ϕ}	K_{K1}	K_{K2}
1	2	3	4	5	6	7	8
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
1. Выход продукта	0,3	5	4	4	1,5	1,2	1,2
2. Энергоэкономичность	0,2	5	4	4	1,0	0,8	0,8
3. Удобство в эксплуатации	0,1	4	4	4	0,4	0,4	0,4
Экономические критерии оценки эффективности							

1. Конкурентоспособность продукта	0,1	4	4	4	0,4	0,4	0,4
2. Цена	0,2	4	4	4	0,8	0,8	0,8
3. Финансирование научной разработки	0,1	4	4	3	0,4	0,4	0,3
Итого:	1				4,5	4	3,9

Б_ф – продукт проведенной работы;

Б_{к1} – ОАО «Нижнекамскнефтехим»;

Б_{к2} – ОАО «Салаватнефтеоргсинтеза».

5.1.2 SWOT-анализ

Продукт: проект установки получения этилбензола алкилированием бензола этиленом.

Целевой рынок: предприятия нефтеперерабатывающей отрасли промышленности

SWOT-анализ

SWOT – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – представляет собой комплексный анализ научно-исследовательского проекта.

Таблица 5.2 – Первый этап SWOT-анализа

	Сильные стороны научно-исследовательского проекта: С1. Опыт разработки сложных малых и средних месторождений природного газа. С2. Высокотехнологичное оборудование С3. Четкая организационная структура С4. Поддержка местной власти по финансированию социальных проектов	Слабые стороны научно-исследовательского проекта: Сл1. Проведение реорганизации в компании Сл2. Большой кредитный портфель
Возможности: В1. Хорошая репутация как среди потребителей,		

так и у простого населения В2. Наличие стабильного рынка сбыта		
Угрозы: У1. Изменение цен на газ У2. Переманивание специалистов другими предприятиями У3. Природные катастрофы		

Интерактивные матрицы представлены в таблицах 5.3, 5.4, 5.5, 5.6.

Таблица 5.3 – Интерактивная матрица проекта «Сильные стороны и возможности»

Сильные стороны проекта				
Возможности проекта		C1	C2	C3
	B1	+	+	+
	B2	+	-	+

Таблица 5.4 – Интерактивная матрица проекта «Слабые стороны и возможности»

Слабые стороны проекта			
Возможности проекта		Сл1	Сл2
	B1	-	-
	B2	-	-

Таблица 5.5 – Интерактивная матрица проекта «Сильные стороны и угрозы»

Сильные стороны проекта				
Угрозы		C1	C2	C3
	У1	+	-	-
	У2	-	-	+
	У3	+	+	+

Таблица 5.6 – Интерактивная матрица проекта «Слабые стороны и угрозы»

Слабые стороны проекта			
Угрозы		Сл1	Сл2
	У1	-	+
	У2	+	-
	У3	-	+

В таблице 5.7 составлена итоговая матрица SWOT-анализа.

Таблица 5.7 – Итоговая матрица SWOT-анализа

	Сильные стороны научно-исследовательского проекта: С1.Опытразработки сложных малых и средних месторождений природного газа. С2.Высокотехнологичное оборудование С3.Четкая организационная структура	Слабые стороны научно-исследовательского проекта: Сл1. Отсутствие необходимого оборудования для проведения испытания опытного образца
Возможности: В1. Хорошая репутация как среди потребителей так и у простого населения В2. Наличие стабильного рынка сбыта	1.Увеличение объемов производства этилена 2.Поддержание репутации социально ответственной компании 3.Улучшение корпоративной культуры	1.Установление четкой системы обязанностей внутри компании 2.Проведение опросов у сотрудников компании
Угрозы: У1. Изменение цен на газ У2.Переманивание специалистов другими предприятиями У3. Природные катастрофы	1.Поддержка местной власти по финансированию социальных проектов 2.Специальные программы по обучению сотрудников и повышению квалификации	1.Привлечение молодых специалистов 2.Изучение и проработка всех возможных кризисных ситуаций 3.Привлечение инвестиций.

2. Определение возможных альтернатив проведения научных исследований

Таблица 5.8 – Морфологическая матрица для методов получения этилбензола

	1	2	3
А. Катализатор	BF_3	Al_2O_3	AlCl_3
Б. Исходные реагенты:	Этилен	Этилен	Этилен
	Бензол	Бензол	Бензол
В. Температура, °С	100-500	400 – 450	80 – 100
Г. Давление, МПа	2.5-3.5	2-3	0,5 – 0,6

5.2. Планирование научно-исследовательских работ

5.2.1 Структура работ в рамках научного исследования

Для выполнения научных исследований формируется рабочая группа, в чей состав входят: бакалавр, научный руководитель, консультант по части социальной ответственности (СО) и консультант по экономической части (ЭЧ) выпускной квалификационной работы. В таблице 5.9 приведен перечень этапов и работ в рамках проведения научного исследования и распределение исполнителей по видам.

Таблица 5.9 – Перечень этапов, работ и распределение исполнителей

Основные этапы	№ раб	Содержание работ	Должность исполнителя
1	2	3	4
Разработка технического задания	1	Составление и утверждение технического задания	Научный руководитель, консультант ЭЧ, СО, бакалавр
Выбор направления исследований	2	Выбор направления исследований	Руководитель, бакалавр
	3	Подбор и изучение материалов по теме	Руководитель, бакалавр
	4	Патентный обзор литературы	Бакалавр
	5	Календарное планирование работ по теме	Руководитель, бакалавр
Теоретические исследования	6	Проведение теоретических расчетов и обоснований	Бакалавр
Обобщение и оценка результатов	7	Оценка эффективности полученных результатов	Руководитель, бакалавр

	8	Определение целесообразности проведения ВКР	Руководитель, бакалавр
Проведение ВКР			
Разработка технической документации и проектирование	9	Разработка технологии получения винилацетата	Бакалавр
	10	Оценка эффективности производства и применения разработки	Бакалавр, консультант по ЭЧ
	11	Разработка социальной ответственности по теме	Бакалавр, консультант СО
Оформление комплекта документации по ВКР	12	Составление пояснительной записки	Бакалавр

5.2.2 Определение трудоемкости выполнения работ

Трудовые затраты в большинстве случаев образуют основную часть стоимости разработки, поэтому важным моментом является определение трудоемкости работ каждого из участников научного исследования.

Трудоемкость выполнения научного исследования оценивается экспертным путем в человеко-днях и носит вероятностный характер, т.к. зависит от множества трудно учитываемых факторов. Для определения ожидаемого (среднего) значения трудоемкости используется следующая формула:

$$t_{\text{ож}i} = \frac{3t_{\text{min}i} + 2t_{\text{max}i}}{5} \quad (5.2)$$

где $t_{\text{ож}i}$ – ожидаемая трудоемкость выполнения i – ой работы, чел. – дн.;

$t_{\text{min}i}$ – минимально возможная трудоемкость выполнения заданной i – ой работы, чел. – дн.;

$t_{\text{max}i}$ – максимально возможная трудоемкость выполнения заданной i – ой работы (пессимистическая оценка: в предположении наиболее неблагоприятного стечения обстоятельств), чел. – дн.

Исходя из ожидаемой трудоемкости работ, определяется продолжительность каждой работы в рабочих днях T_p , учитывающая параллельность выполнения работ несколькими исполнителями.

$$T_{pi} = \frac{t_{ожi}}{Ч_i}, \quad (5.3)$$

где T_{pi} – продолжительность одной работы, раб.дн.;

$t_{ожi}$ – ожидаемая трудоемкость выполнения одной работы, чел.-дн.

$Ч_i$ – численность исполнителей, выполняющих одновременно одну и ту же работу на данном этапе, чел.

5.2.3 Разработка графика проведения научного исследования

Проведения научных работ, можно наиболее наглядным и удобным способом представить в виде построения ленточного графика в форме диаграммы Ганта.

Диаграмма Ганта – это горизонтальный ленточный график, на котором работы по теме представляются протяженными во времени отрезками, характеризующимися датами начала и окончания выполнения данных работ.

Для удобства построения графика, длительность каждого из этапов работ из рабочих дней следует перевести в календарные дни. Для этого необходимо воспользоваться формулой (5.4):

$$T_{ki} = T_{pi} \cdot k_{\text{кал}}, \quad (5.4)$$

где T_{ki} – продолжительность выполнения i – й работы в календарных днях;

T_{pi} – продолжительность выполнения i – й работы в рабочих днях;

$k_{\text{кал}}$ – коэффициент календарности.

Коэффициент календарности определяется по формуле (5.5):

$$k_{\text{кал}} = \frac{T_{\text{кал}}}{T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пр}}}, \quad (5.5)$$

где $T_{\text{кал}}$ – количество календарных дней в году;

$T_{\text{вых}}$ – количество выходных дней в году;

$T_{\text{пр}}$ – количество праздничных дней в году.

Таким образом:

$$k_{\text{кал}} = \frac{T_{\text{кал}}}{T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пр}}} = \frac{365}{365 - 91 - 14} = 1,4$$

Все рассчитанные значения необходимо свести в таблицу 5.10.

Таблица 5.10 – Временные показатели проведения научного исследования

Название работы	Трудоемкость работ									Исполнители	Длительность работ в рабочих днях Т _{pi}			Длительность работ в календарных днях Т _{ki}		
	tmin, чел-дни			tmax, чел-дни			toжi, чел-дни									
	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3		Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3
Составление ТЗ	0,3	0,3	0,3	1	1	1	0,6	0,6	0,6	Р	0,15	0,15	0,15	0,2	0,2	0,2
	0,3	0,3	0,3	1	1	1	0,6	0,6	0,6	Б	0,15	0,15	0,15	0,2	0,2	0,2
	0,3	0,3	0,3	1	1	1	0,6	0,6	0,6	Кэч	0,15	0,15	0,15	0,2	0,2	0,2
	0,3	0,3	0,3	1	1	1	0,6	0,6	0,6	Ксо	0,15	0,15	0,15	0,2	0,2	0,2
Выбор направления исследований	0,5	0,5	0,5	2	2	2	1,1	1,1	1,1	Р	0,6	0,6	0,6	0,8	0,8	0,8
	0,5	0,5	0,5	2	2	2	1,1	1,1	1,1	Б	0,6	0,6	0,6	0,8	0,8	0,8
Подбор и изучение материалов	5	5	5	10	10	10	7	7	7	Р	3,5	3,5	3,5	4,9	4,9	4,9
	5	5	5	10	10	10	7	7	7	Б	3,5	3,5	3,5	4,9	4,9	4,9
Литературный обзор	7	7	7	10	10	10	8,2	8,2	8,2	Б	8,2	8,2	8,2	11,5	11,5	11,5
Календарное планирование работ по теме	1	1	1	2	2	2	1,4	1,4	1,4	Р	0,7	0,7	0,7	1,0	1,0	1,0
	1	1	1	2	2	2	1,4	1,4	1,4	Б	0,7	0,7	0,7	1,0	1,0	1,0
Проведение теоретических расчетов и обоснований	6	6	6	10	10	10	7,6	7,6	7,6	Б	7,6	7,6	7,6	10,6	10,6	10,6
Оценка эффективности результатов	3	3	3	4	4	4	3,4	3,4	3,4	Р	1,7	1,7	1,7	2,4	2,4	2,4
	5	5	5	7	7	7	5,8	5,8	5,8	Б	2,9	2,9	2,9	4,1	4,1	4,1
Определение целесообразности проведения ВКР	5	5	5	7	7	7	5,8	5,8	5,8	Р	2,9	2,9	2,9	4,1	4,1	4,1
	5	5	5	7	7	7	5,8	5,8	5,8	Б	2,9	2,9	2,9	4,1	4,1	4,1
Разработка технологии производства этилбензола	2	2	2	3	3	3	2,4	2,4	2,4	Б	2,4	2,4	2,4	3,4	3,4	3,4
Оценка эффективности производства	3	3	3	4	4	4	3,3	3,3	3,3	Б	1,6	1,6	1,6	2,3	2,3	2,3
	3	3	3	3	3	3	2,7	2,7	2,7	Кэч	1,4	1,4	1,4	1,9	1,9	1,9
Разработка СО	7	7	7	10	10	10	8,2	8,2	8,2	Б	4,1	4,1	4,1	5,7	5,7	5,7
	7	7	7	10	10	10	8,2	8,2	8,2	Ксо	4,1	4,1	4,1	5,7	5,7	5,7
Составление пояснительной записки	10	10	10	15	15	15	12	12	12	Б	12,0	12,0	12,0	16,8	16,8	16,8

Р – руководитель;

Б – бакалавр;

К_{эч} – консультант по экономической части;

К_{со} – консультант по социальной ответственности.

На основе таблицы 5.10 строится календарный план-график. График строится для максимального по длительности исполнения работ в рамках научно-исследовательского проекта с разбивкой по месяцам и декадам (10 дней) за период времени дипломирования. При этом работы на графике следует выделить различной штриховкой в зависимости от исполнителей, ответственных за ту или иную работу. Результаты календарного план-графика проведения НИОКР представлены в таблице 5.11.

Таблица 5.11 - Календарный план-график проведения НИОКР

Название работы	Исполнители	Тк _і , дней	Продолжительность выполнения работ										
			февраль		март			апрель			май		
			2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Составление ТЗ	Р	0,2	■										
	Б		■										
	Кэч		■										
	Ксо		■										
Выбор направления исследований	Р	0,8		■									
	Б			■									
Подбор и изучение материалов	Р	4,9		■									
	Б			■									
Литературный обзор	Б	11,5			■	■	■						
Календарное планирование работ по теме	Р	1,0					■						
	Б						■						
Проведение теоретических расчетов и обоснований	Б	10,6					■	■	■				
Оценка эффективности результатов	Р	2,4						■	■				
	Б	4,1						■	■	■			
Определение целесообразности проведения ВКР	Р	4,1							■	■			
	Б								■	■			
Разработка технологии производства этилбензола	Б	3,4								■	■		
Оценка эффективности производства	Б	5,7									■	■	
	Кэч										■	■	
Разработка СО	Б	5,7										■	■
	Ксо											■	■
Составление пояснительной записки	Б	16,8										■	■
			■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Руководитель	Бакалавр		Консультант ЭЧ				Консультант СО						

5.2.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ)

В процессе формирования бюджета НТИ используется следующая группировка затрат по статьям:

- материальные затраты НТИ;
- затраты на основное оборудование;
- основная заработная плата исполнителей темы;
- дополнительная заработная плата исполнителей темы;
- отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления);
- накладные расходы.

5.2.4.1 Расчет материальных затрат НТИ

Для выполнения данной ВКР требуются материальные затраты на:

- приобретаемые со стороны сырье и материалы, необходимые для создания научно-технической продукции;
- покупные материалы, используемые в процессе создания научно-технической продукции для обеспечения нормального технологического процесса и для упаковки продукции или расходуемых на другие производственные и хозяйственные нужды;
- покупные комплектующие изделия и полуфабрикаты, подвергающиеся в дальнейшем монтажу или дополнительной обработке;
- сырье и материалы, покупные комплектующие изделия и полуфабрикаты, используемые в качестве объектов исследований (испытаний) и для эксплуатации, технического обслуживания и ремонта изделий – объектов испытаний (исследований).

В таблице 5.12 представлены материальные затраты данного НТИ.

Таблица 5.12 – Материальные затраты

Наименование	Ед. изм.	Количество			Цена за ед.,руб.			Затраты на материалы, (Зм), руб.		
		Исп.1	Исп.2	Исп.3	Исп.1	Исп.2	Исп.3	Исп.1	Исп.2	Исп.3
Бензол	т	1,050	1,050	1,050	16530,100	16530,10	16530,10	17356,6	17356,6	17356,6
Этилен	т	0,096	0,096	0,096	26200,300	26200,30	26200,30	2515,2	2515,23	2515,23
NaOH	кг	0,005	0,005	0,005	4,630	4,63	4,63	0,021	0,021	0,021
AlCl ₃	кг	-	-	0,035	-	-	235,21	0	0	8,23
HCl	кг	0,044	0,044	0,048	145,000	145,00	145,00	6,38	6,38	6,96
Вода обратная	м ³	0,460	0,460	0,480	578,900	578,90	578,90	266,29	266,29	277,87
BF ₃	кг	0,048	-	-	277,230	-	-	13,31	0	0
Al ₂ O ₃	кг	-	0,039	-	-	259,69	-	0	10,13	0
Итого:								20157,8	20154,7	20164,9

5.2.4.2. Расчет затрат на оборудование для научно-экспериментальных работ

Для оборудования нужно рассчитать величину годовой амортизации по следующей формуле (5.6):

$$A_{\text{год}} = \frac{C_{\text{перв}}}{T_{\text{пи}}}, \quad (5.6)$$

где $C_{\text{перв}}$ – первоначальная стоимость, руб;

$T_{\text{пи}}$ – время полезного использования, год.

Все расчеты по приобретению спецоборудования и оборудования, имеющегося в организации, но используемого для каждого исполнения конкретной темы, сводятся в таблицу 5.13.

Таблица 5.13 – Затраты на оборудование для научно-экспериментальных работ

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, руб.	Сумма амортизационных отчислений,руб.
1	Реактор барботажный	1	300000,00	45000,00
2	Подогреватель	1	100000,00	15000,00
3	Холодильник	1	150000,00	22500,00
4	Сепаратор	1	180000,00	27000,00
5	Ректификационная колонна	1	900000,00	135000,00
6	Насос	2	30000,00	4500,00
Итого:		7	1660000,00	249000,00

5.2.4.3 Основная заработная плата исполнителей темы

Статья включает основную заработную плату работников, непосредственно занятых выполнением НИТ, (включая премии и доплаты) и дополнительную заработную плату. Также включается премия, выплачиваемая ежемесячно из фонда заработной платы в размере 20 –30 % от тарифа или оклада:

$$З_{зп} = З_{осн} + З_{доп} , \quad (5.7)$$

где $З_{осн}$ –основная заработная плата;

$З_{доп}$ – дополнительная заработная плата (12 – 20 % от $З_{осн}$).

Основная заработная плата ($З_{осн}$) руководителя от предприятия рассчитывается по следующей формуле:

$$З_{осн} = З_{дн} \cdot Т_p , \quad (5.8)$$

где $З_{осн}$ –основная заработная плата одного работника;

$З_{дн}$ – среднедневная заработная плата работника, руб;

$Т_p$ – продолжительность работ, выполняемых научно – техническим работником, раб.дн.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$З_{дн} = \frac{З_m \cdot М}{F_d} , \quad (5.9)$$

где Z_m –месячный должностной оклад работника, руб.;

M – количество месяцев работы без отпуска в течение года:

F_d – действительный годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала, раб.дн.

В таблице 5.14 приведен баланс рабочего времени каждого работника НТИ.

Таблица 5.14 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Бакалавр	Консультант ЭЧ	Консультант СО
Календарное число дней	365	365	365	365
Количество нерабочих дней:				
выходные дни	91	91	91	91
праздничные дни	14	14	14	14
Потери рабочего времени:				
отпуск	28	28	28	28
невыходы по болезни	0	0	0	0
Действительный годовой фонд рабочего времени	232	232	232	232

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_m = (Z_{tc} + (1 + k_{пр} + k_d)) \cdot k_p, \quad (5.10)$$

где Z_{tc} –заработная плата по тарифной ставке, руб.;

$k_{пр}$ – премиальный коэффициент, равный 0,3 (т.е. 30 % от Z_{mc});

k_d – коэффициент доплат и надбавок составляет примерно 0,2 – 0,5;

k_p –районный коэффициент, для Томска равный 1,3.

В таблице 5.15 приведен расчет основной заработной платы.

Таблица 5.15– Расчет основной заработной платы

Категории	$З_{мс}$, руб	k_d	k_p	$З_m$, руб	$З_{дн}$, руб.	T_p , раб.дн	$З_{осн}$, руб.
Руководитель							
ППСЗ	12070,0	0,4	1,3	26674,7	1195,8	9,50	11359,7
Бакалавр							
ППСЗ	8600,0	0,4	1,3	19006,0	852,0	49,10	41832,9
Консультант ЭЧ							
ППСЗ	20080,0	0,4	1,3	44376,8	1989,3	4,25	8454,5
Консультант СО							
ППСЗ	20080	0,4	1,3	44376,8	1989,3	4,25	8454,5
Итого:							70101,7

Расчет дополнительной заработной платы ведется по следующей формуле:

$$З_{доп} = k_{доп} \cdot З_{осн} \quad (5.11)$$

где $k_{доп}$ – коэффициент дополнительной заработной платы (на стадии проектирования принимается равным 0,12 – 0,15).

Общая заработная исполнителей работы представлена в таблице 5.16.

Таблица 5.16 – Общая заработная плата исполнителей

Исполнитель	$З_{осн}$, руб.	$З_{доп}$, руб.	$З_{зн}$, руб
Руководитель	11359,7	1590,4	12950,1
Бакалавр	41832,9	5856,6	47689,5
Консультант ЭЧ	8454,5	1183,6	9638,2
Консультант СО	8454,55	1183,6	9638,2
Итого:	70101,7	9814,2	79915,9

5.2.4.4 Отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления)

В данной статье расходов отражаются обязательные отчисления по установленным законодательством Российской Федерации нормам органам государственного социального страхования (ФСС), пенсионного фонда (ПФ) и медицинского страхования (ФФОМС) от затрат на оплату труда работников.

Величина этих отчислений определяется по формуле (5.12):

$$З_{внеб} = k_{внеб} \cdot (З_{осн} + З_{доп}), \quad (5.12)$$

где $k_{\text{внеб}}$ —коэффициент отчислений на уплату во внебюджетные фонды.

На 2018 г. в соответствии с Федеральным законом от 24.07.2009 №212-ФЗ установлен размер страховых взносов равный 30 %. Однако на основании пункта 1 ст.58 закона №212-ФЗ для учреждений осуществляющих образовательную и научную деятельность в 2018 году водится пониженная ставка – 27,1 %.

В таблице 5.17 представлены отчисления во внебюджетные фонды.

Таблица 5.17 – Отчисления во внебюджетные фонды

Исполнитель	Зосн, руб.	Здоп, руб.	Коэффициент отчислений во внебюджетные фонды
Руководитель	11359,7	1590,4	0,271
Бакалавр	41832,9	5856,6	
Консультант ЭЧ	8454,5	1183,6	
Консультант СО	8454,55	1183,6	
Итого:	70101,7	9814,2	21657,2

5.2.4.5 Накладные расходы

Накладные расходы учитывают прочие затраты организации, не попавшие в предыдущие статьи расходов: печать и ксерокопирование графических материалов, оплата услуг связи, электроэнергии, транспортные расходы и т.д. Их величина определяется по следующей формуле:

$$З_{\text{накл}} = k_{\text{нр}} \cdot (\text{сумма статей } 1 \div 5), \quad (5.13)$$

где $k_{\text{нр}}$ – коэффициент, учитывающий накладные расходы.

Величину коэффициента накладных расходов $k_{\text{нр}}$ допускается взять в размере 16 %. Таким образом, накладные расходы на данные НТИ составляют

$$З_{\text{накл}} = 0,16 \cdot (20164,9 + 1660000 + 70101,7 + 9814,2 + 21657,2) = 285078,1 \text{ руб}$$

5.2.4.6 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта

Рассчитанная величина затрат научно-исследовательской работы является основой для формирования бюджета затрат проекта, который при формировании договора с заказчиком защищается научной организацией в качестве нижнего предела затрат на разработку научно-технической продукции.

Определение бюджета затрат на научно-исследовательский проект по каждому варианту исполнения приведен в таблице 5.18.

Таблица 5.18 – Расчет бюджета затрат НТИ

Наименование статьи	Количество			Примечание
	Исп.1	Исп.2	Исп.3	
1. Материальные затраты НТИ	20157,84	20154,66	20164,92	таблица 12
2. Затраты на специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ	1660000,00	1660000,00	1660000,00	таблица 13
3. Затраты по основной заработной плате исполнителей темы	70101,70	70101,70	70101,70	таблица 15
4. Затраты по дополнительной заработной плате исполнителей темы	9814,24	9814,24	9814,24	таблица 16
5. Отчисления во внебюджетные фонды	285078,10	285078,10	285078,10	таблица 17
6. Накладные расходы	327224,30	327223,79	327225,43	16 % от суммы ст. 1-5
7. Бюджет затрат НТИ	2372376,17	2372372,48	2372384,38	Сумма ст. 1-6

Как видно из таблицы 5.18 основные затраты НТИ приходятся на специальное оборудование для научных работ.

5.3 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования

Определение эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования. Его нахождение связано с определением двух средневзвешенных величин: финансовой эффективности и ресурсоэффективности.

Интегральный финансовый показатель разработки определяется как:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}}, \quad (5.14)$$

где $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$ – интегральный финансовый показатель разработки;

Φ_{pi} – стоимость i -го варианта исполнения;

Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта (в т.ч. аналоги).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить следующим образом:

$$I_{pi} = \sum a_i \cdot b_i \quad (5.15)$$

где I_{pi} – интегральный показатель ресурсоэффективности для i -го варианта исполнения разработки;

Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности приведен в форме таблице 5.19.

Таблица 5.19 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Объект исследования Критерии	Весовой коэффициент параметра	Исп.1	Исп.2	Исп.3
1. Способствует росту производительности труда	0,1	4	5	4

2. Удобство в эксплуатации	0,15	4	4	5
3. Энергосбережение	0,15	5	4	5
4. Надежность	0,2	4	5	4
5. Воспроизводимость	0,25	4	4	5
6. Материалоемкость	0,15	4	5	5
ИТОГО	1	4,2	4,5	4,7

Сравнив значения интегральных показателей ресурсоэффективности можно сделать вывод, что реализация технологии в третьем исполнении является более эффективным вариантом для проектирования с позиции ресурсосбережения.

Интегральный показатель эффективности вариантов исполнения разработки ($I_{исп.i}$) определяется на основании интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{исп.1} = \frac{I_{p-исп1}}{I_{финр.1}}, \quad I_{исп.2} = \frac{I_{p-исп2}}{I_{финр.2}} \text{ и т.д.} \quad (5.16)$$

Сравнение интегрального показателя эффективности вариантов исполнения разработки позволит определить сравнительную эффективность проекта (см. таблицу 5.20) и выбрать наиболее целесообразный вариант из предложенных. Сравнительная эффективность проекта ($\mathcal{E}_{cp}$):

$$\mathcal{E}_{cp} = \frac{I_{исп.1}}{I_{исп.2}} \quad (5.17)$$

Таблица 5.20 – Сравнительная эффективность разработки

№ п/п	Показатели	Исп.1	Исп.2	Исп.3
1	Интегральный финансовый показатель разработки	1	0,84	0,84
2	Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	3,8	4,6	4,7
3	Интегральный показатель эффективности	3,8	5,5	5,6
4	Сравнительная эффективность вариантов исполнения	0,68	0,98	1

Вывод: сравнительный анализ интегральных показателей эффективности показывает, что предпочтительным для получения этилбензола является третий вариант исполнения, так как данный вариант исполнения является наиболее экономичным и ресурсоэффективным, но и второй вариант не уступает в эффективности.

В рамках данного раздела ВКР была проведена оценка конкурентоспособности жидкофазного метода получения этилбензола с использованием катализатора хлорида алюминия по сравнению с другими методами, рассчитан показатель, оценивающий перспективность данной технологии, который определяет уровень перспективности как «выше среднего». Был составлен перечень этапов работ и определена их трудоемкость, построен календарный план-график выполнения работ. Рассчитан ориентировочный бюджет на создание научной разработки, а также проведена оценка эффективности научного исследования с позиции ресурсосбережения и сравнительная эффективность разработки.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Тема данной работы актуальна в связи с тем, что этилбензол является одним из важнейших продуктов нефтехимического синтеза. Применяется во многих отраслях промышленности.

В данной работе спроектирован узел получения этилбензола алкилированием бензола этиленом в присутствии катализатора треххлористого алюминия.

Производство этилбензола крупнотоннажное, реактор работает в стационарном режиме. По способу организации технологического процесса применяют реактор непрерывного действия, барботажного типа, который обеспечивает нужный технологический режим производства.

Приведен расчет материального баланса производства, произведены тепловой и механические расчеты, а так же расчеты основного оборудования.

Анализ проведенных расчетов показывает, что для получения изопропилбензола производительностью 150000 т/год достаточно двух аппаратов.

Список использованных источников

1. Бардик Доналд Л., Леффлер Уильям Л. Нефтехимия. – 3-е изд., перераб. и доп./ Пер. с англ. – М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2007. – 496 с.: ил.
2. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного и нефтехимического органического синтеза. 4-е изд., перераб. и доп. — М. Химия, 1988.— 592 с: ил.
3. Manfred Weber, Markus Weber, Michael Kleine-Boymann "Phenol" in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry 2004, Wiley-VCH.
4. Рамазанов К.Р. Доминирующие технологии получения фенола и ацетона совместно, метакриловых на основе ацетона и алкил(мет)акриловых мономеров, полиалкил(мет)акрилатов, переработки отходов их производства / К.Р. Рамазанов, В.П. Севастьянов; Энгельс. технол. ин-т (филиал) Сарат. гос. техн. ун-та имени Гагарина Ю.А. – Энгельс, 2014. – 230 с.: 10 ил. – Библиогр.: 630 назв. – Рус. – Деп. в ВИНТИ. 27.01.2014. – №3 6-В-2014.
5. Hock, H. Autoxidation of Hydrocarbons Peroxides of benzene derivatives / H. Hock, S. Lang // Ber. – 1944. - Vol.77, № 3. - P. 257-264.
6. Закошанский В.М. Кумольный процесс получения фенола-ацетона / В.М. Закошанский // Нефтехимия. – 2007. – Т. 47, № 4. – С. 301-313.
7. Этилбензол [Электронный ресурс]: — Режим доступа: <https://ru.wikipedia.org/wiki/Этилюбензол>
8. Бензол [Электронный ресурс]: — Режим доступа: <https://ru.wikipedia.org/wiki/Бензол>
9. Этилен Бензол [Электронный ресурс]: — Режим доступа: <https://ru.wikipedia.org/wiki/Этилен>
10. Технологический регламент на производстве этилбензола методом алкилирования бензола этиленом отделений М-1-2-3 цеха И-гр. М.
11. Гутник С.П., Сосонко В.Е., Гутман В.Д. Расчеты по технологии органического синтеза: Учеб. пособие для техникумов. — М.: Химия, 1988.—272 с.: ил.
12. Новиков В.Т. Тепловые расчеты в химической технологии: учебное пособие. Национальный исследовательский Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2011. – 216 с.
13. Сутягин В.М. Основы проектирования и оборудование производств органического синтеза: Учебное пособие / В.М. Сутягин, В.В. Бочкарев – Томск: Изд-во ТПУ, 2009. – 188 с.
14. ГОСТ 28759.2-90 «Фланцы сосудов и аппаратов стальные плоские приварные»
15. А.Г. Новоселов, Ю.Н. Гуляева, А.Б. Дужий, А.В. Сивенков. Разработка и проектирование ферментационного оборудования для аэробного культивирования одноклеточных микроорганизмов: Учеб.-метод. пособие. - СПб.: НИУ ИТМО; ИХиБТ, 2014. 91 с.

16. ОСТ 26-467-79 «Опоры цилиндрические и конические вертикальных аппаратов»
17. ГОСТ 6533-68 «Днища эллиптические отбортованные стальные для сосудов, аппаратов и котлов»
18. ГОСТ 12815-80 «Фланцы арматуры, соединительных частей и трубопроводов»
19. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры – справочник 3-е изд. – М.: «Альянс», 2008.
20. ГОСТ 12.0.003–2015 «Опасные и вредные производственные факторы. Классификация»
21. СанПиН 2.2.4.548-96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений»
22. СНиП 2.04.05-91 «Отопление, вентиляция, кондиционирование»
23. СанПиН 2.2.2/2.4.1340–03 «Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы»
24. СанПиН 2.2.2/2.4.1340–03. Санитарно-эпидемиологические правила и нормативы «Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы»
25. ГОСТ 12.1.038-82 «Система стандартов безопасности труда. Электробезопасность. Предельно допустимые значения напряжений прикосновения и токов»
26. ГОСТ 17.1.3.13–86 «Охрана природы. Гидросфера. Общие требования к охране поверхностных вод от загрязнений»
27. ГН 2.1.5.1315-03 «Предельно допустимые концентрации (ПДК) химических веществ в воде водных объектов хозяйственно-питьевого и культурно-бытового водопользования»
28. ГОСТ 12.1.004-91 «Пожарная безопасность. Общие требования»
29. ГОСТ 12.1.033 – 81 «Пожарная безопасность»
30. ТОИ Р-45-084-01 «Типовая инструкция по охране труда при работе на персональном компьютере»
31. ГОСТ 12.2.032-78 «Рабочее место при выполнении работы сидя»
32. ГОСТ 21.889-76 «Система "человек-машина" Кресло человека-оператора. Общие эргометрические требования»
33. Рыжакина Т.Г. Экономика и управление производством. Расчет экономической части дипломного проекта: метод. указ. для студентов хим. спец. ИДО / сост. Т.Г. Рыжакина. – Томский политехнический университет. Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2007. – 22 с.