

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

(наименование кафедры)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических веществ

(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Оптимизация стадии алкилирования бензола этиленом в производстве этилбензола»

Студент

Н.Ю. Тихонова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

И.В. Цветкова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г. И. Остапенко

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

(личная подпись)

« _____ » _____ 2018г.

Тольятти 2018

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа состоит из 59 страниц, 9 рисунков, 19 таблиц, 5 листов графического материала, использовано 45 источников.

БЕНЗОЛ, ХЛОРИД АЛЮМИНИЯ, ЖИДКОФАЗНОЕ АЛКИЛИРОВАНИЕ, ЭТИЛБЕНЗОЛ, АЛКИЛАТОР, КОНДЕНСАТОР, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ.

Объектом исследования является установка алкилирования бензола этиленом.

Цель работы – выявление потенциальных возможностей для модернизации установки алкилирования и ее отдельных узлов.

Графическая часть выполнена на 4 листах и включает химические реакции процесса алкилирования бензола этиленом, технологическую схему производства этилбензола, общий вид конденсатора, таблица материального баланса.

В теоретической части рассмотрены физико-химические основы процесса алкилирования бензола этиленом, параметры и применяемый катализатор.

В ходе выполнения работы проведены расчёты материального и теплового балансов процесса алкилирования бензола этиленом, расчёт конденсатора.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0 и представлена на электронном носителе.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	3
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	5
1.1 Общие сведения о производстве алкилирования бензола этиленом ...	5
1.2 Химия и теоретические основы алкилирования ароматических соединений	6
1.2.1 Катализаторы	6
1.2.2 Механизм реакции	8
1.2.3 Физико-химические основы процесса алкилирования	10
1.2.4 Разложение каталитического комплекса и нейтрализация реакционной массы	12
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	13
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	13
2.2 Технологическая схема	17
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ	20
3.1 Материальный баланс	20
3.2 Технологический расчет основного аппарата процесса алкилирования	27
3.3 Тепловой расчет основного аппарата процесса алкилирования	29
3.4 Расчёт вспомогательного аппарата	35
3.5 Уточненный расчёт поверхности теплопередачи	37
3.6 Гидравлический расчёт	39
3.7 Выбор вспомогательного оборудования	40
3.7.1. Кожухотрубный горизонтальный конденсатор	41
3.7.2. Кожухомеевиковый конденсатор	43
4 АНАЛИТИЧЕСКИЙ КОНТРОЛЬ ПРОИЗВОДСТВА	47
5 ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	52
5.1 Сточные воды	52
5.2 Газовые выбросы	54
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	56
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	57

ВВЕДЕНИЕ

В России, динамично развивающиеся нефтехимические предприятия, получают этилбензол путем алкилирования бензола этиленом. Органическое вещество класса ароматических углеводородов является необходимым сырьем в производстве стирола (используется более 99 % всего выпускаемого этилбензола для получения стирола) [6]. В меньшей степени этилбензол используют для получения АБС-пластиков, полистирола и синтетического каучука.

В России насчитывается 4 предприятия по выпуску этилбензола:

1. ПАО «Нижнекамнефтехим», объём производства 348 тыс. тонн в год;
2. ОАО «Газпром нефтехим Салават», объём производства 175 тыс. тонн в год;
3. АО «Сибур – Химпром» город Пермь, объём производства 220 тыс. тонн в год;
4. ОАО «Ангарский завод полимеров», объём производства 33 тыс. тонн в год [7].

В связи с увеличением выпуска стирола в производстве этилбензола необходимы преобразования. Особое внимание надо уделить замене производственному оборудованию, вводить в эксплуатацию установки с высокими экологическими показателями и безопасностью в производстве [6]. Но, из-за больших затрат на реконструкцию предприятия, этот подход не всегда экономически выгоден. Для повышения эффективности действующих установок стадии алкилирования бензола этиленом в производстве этилбензола на нефтехимических предприятиях уделяется большое внимание их модернизации.

Для оптимизации и повышения эффективности процесса разрабатываются способы получения этилбензола [2,3,4], способ контроля ведения процесса получения этилбензола [5], они защищены авторскими правами и некоторые из них являются одной из основных «коммерческих тайн» химических заводов.

При использовании принципа рециркуляции, в целях повышения технико – экономических показателей процесса, идёт возврат бензола после прохождения конденсатора в реактор. Данную технологию выделяет то, что происходит

несколько рециркуляционных циклов: в реакторной и разделительной подсистемах. Принцип полноты выделения всех продуктов из реакционной смеси – это и есть основа рециркуляционных потоков в данной технологии.

Целью данной работы является оптимизация стадии алкилирования бензола этиленом в производстве этилбензола.

В связи с поставленной целью требовалось решить следующие задачи:

1. Изучить узел алкилирования бензола этиленом с катализатором на основе хлорида алюминия.
2. Рассчитать материальный и энергетический баланс стадии алкилирования.
3. Произвести технологические расчёты конденсатора и подобрать наиболее подходящий к данному алкилятору теплообменный аппарат.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Общие сведения о производстве алкилирования бензола этиленом

Реакция алкилирования открывает экономичные пути производства высокооктанового моторного топлива из газов нефтепереработки, производства этилбензола, поэтому она была всесторонне изучена. Во время войны 1941 – 1945 гг процессы алкилирования играли важную роль. Алкилат вырабатывался непрерывно и использовался в качестве компонента в авиации.

На сегодняшний день производство этилбензола является самым крупнотоннажным коммерческим процессом по объему потребления и переработки бензола – почти 75 % получаемого в мире нефтехимического бензола приходится на производство этилбензола [9].

В промышленности России алкилированием бензола этиленом получают этилбензол высокого качества, и есть методы получения этилбензола, извлекая его в процессе риформинга или пиролиза из ксилольной фракции.

В химической индустрии для производства этилбензола применяют следующие методы:

1. Алкилирование бензола этиленом в паровой или жидкой фазе;
2. Алкилирование бензола этиловым спиртом в паровой фазе.

Наибольшее значение имеет жидкофазное алкилирование [23].

Важную роль в процессе играет катализатор и в зависимости от применяемого катализатора и есть различие в технологии процесса.

1.2 Химия и теоретические основы алкилирования ароматических соединений

1.2.1 Катализаторы

В настоящее время в процессе алкилирования применяют такие катализаторы как AlCl_3 , AlBr_3 и многие другие катализаторы такие как: ZnCl_2 , алюмосиликаты; кислоты: фтористоводородная и серная, фосфорная кислота на кизельгуре. Многие из них прошли экспериментальную часть и были опробованы в производстве.

В 1943 г. Фирмой «Сopers» был внедрён жидкофазный процесс алкилирования бензола этиленом на алюмосиликатном катализаторе, при температуре 310°C и мольное соотношение бензол : этилен 1 : 4. Деалкилирование полиэтилбензолов идёт на том же катализаторе при более высокой температуре (532°C) и давлении 0.3 кгс/см^2 [22].

При производстве этилбензола хорошо зарекомендовал себя алюминий хлористый в составе катализаторного комплекса, реакция проходит в алкилаторе при атмосферном давлении и температуре $90 - 130^\circ\text{C}$.

Метод жидкофазного алкилирования бензола углеводородами с катализаторным комплексом в составе с AlCl_3 идёт в одну стадию и непрерывно. Бензол и этилен – являются дешёвым и доступным сырьём.

Технологический процесс очень эффективен и при конверсии этилена до 99 % дифференциальная селективность по моноалкибензолу достигает до 91 %. Превращение бензола за одну стадию прохождения равно 30 – 40 %. Диалкибензолы образуются в процессе протекания реакций алкилирования и переалкилирования. Таким образом, побочными продуктами реакции используются в процессе для получения этилбензола. При применении принципа рециркуляции возможно полное использование бензола. В жидкофазном алкилировании на катализаторе оксихлориде алюминия наблюдается наличие таких рециркуляционных циклов, которые затрагивают реакторную часть и разделительные подсистемы. В этой технологии они направлены не только на полное потребление

исходного сырья, но и за счет полного использования побочных продуктов для получения основного моноалкибензола [12].

В таблице 1 приводятся важнейшие данные, характеризующие рассматриваемый процесс на различных катализаторах.

Таблица 1 – Основные данные, характеризующие процесс алкилирования бензола этиленом на различных катализаторах.

Катализатор	Мольное отношение бензол : этилен	Давление, кгс/см ²	Температура, °С	Степень превращения этилена за один проход, %	Расход катализатора на 1 т этилбензола, кг	Средний состав продуктов алкилирования, %		
						бензол	этилбензол	Полиалкилбензолы
Хлористый алюминий	2 : 1	1 – 5	80 – 120	95 – 98	15 – 20	57	35	8
Алюмосиликаты	4 : 1	60	310	70 – 98	-	85	12.5	2.5
	6 : 1	35	380	70 – 98	-	-	-	-
Фосфорная кислота на кизельгуре	4 : 1	4 – 6	280– 325	80 -100	4	76	20.5	3.5

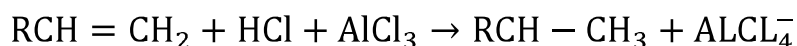
Из представленных данных можно сделать заключение, что процесс в присутствии хлорида алюминия, протекает при более низкой температуре и давлении. В процессе алкилирования, по мере выделения хлороводорода, $AlCl_3$ превращается в тёмное жидкое вещество, которое обладает каталитической активностью высокой степени, и реакция постепенно ускоряется.

Преимущество $AlCl_3$ – высокая активность при сравнительно мягких технологических параметрах и, как следствие, высокая селективность превращения сырья. Как недостаток, можно назвать коррозионное разрушение аппарата при применении этого катализатора, в ходе процесса происходит образование большого количества сточных вод.

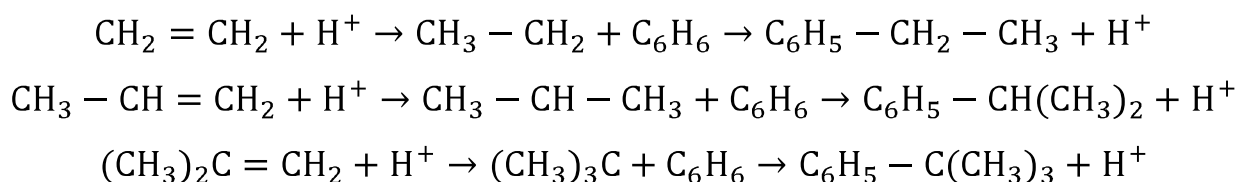
1.2.2 Механизм реакции

В основном, в качестве алкилирующих агентов на нефтехимических предприятиях применяют хлорпроизводные и олефины. Использование этанола не желательно, так как хлорид алюминия в ходе реакции распадается, а амфолиты образуют протолитические реакции. В итоге потребуются дополнительный расход катализатора, так как происходит его дезактивация.

При реакции с хлорпроизводными или углеводородами AlCl_3 идёт на образование каталитического комплекса. В первом случае он активизирует атом хлора, получая очень поляризованный комплекс или сильную кислоту Льюиса, что с олефинами случается только в присутствии соляной кислоты:

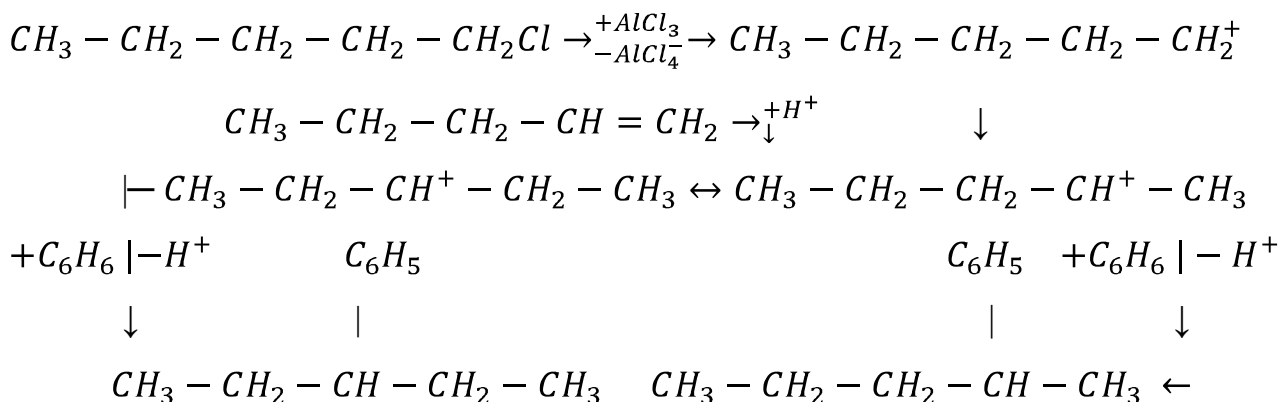


Строение одновалентной функциональной группы атомов в итоге диктуется правилом о промежуточном формировании наиболее устойчивого карбкатиона (трет- > втор- > перв-). Вследствие этого только из этена получится – этилбензол (первичный алкилбензол), из пропена – изопропилбензол (вторичный алкибензол), а из изобутена – третбутилбензол:



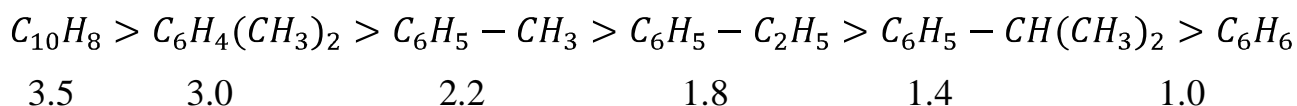
В следствии этого при алкилировании высшими углеводородами и хлорпроизводными идёт превращение химического соединения в изомер алкильных групп, которая возникает перед алкилированием, потому что гомологи бензола к ней уже не способны. Этот процесс изомеризации идёт в направлении промежуточного образования особо постоянного карбкатиона, но без нарушения порядка связи атомов углерода алкильной группы, а только с перестановкой реакционного центра.

Исходя из этого, у хлорпроизводных углеводородов и алкенов с неразветвленной углеродной цепью образуется соединение втор-алкилбензолов:



а трет-алкилбензолы будут иметь разветвленную углеродную цепь [13].

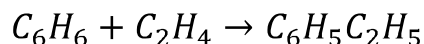
Как и в случае с процессами электрофильного ароматического замещения, в реакциях алкилирования тоже есть влияние на структуру ароматического соединения. Есть незначительные отличия в чувствительности к электронодонорным заместителям в ядре в этих реакциях. Вот как изменяется влияние алкильных групп и конденсированных ядер при ускорении реакции с катализатором AlCl_3 (для C_6H_6 величина принята 1.0):



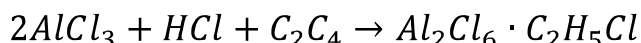
Электроноакцепторные заместители очень дезактивируют ароматическое ядро. Такое ароматическое соединение, как фенилхлорид, алкилируется в 10 раз медленнее бензола, а карбоксигруппы, цианогруппы и нитрогруппы приводят к полному уничтожению арена, далее соответствующие производные вообще не готовы к протеканию реакции. В этом и состоит отличие реакций алкилирования от например процесса замещения в ароматическое ядро как в реакциях сульфирования.

1.2.3 Физико-химические основы процесса алкилирования

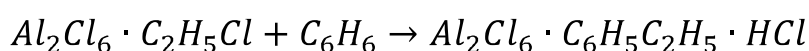
На первом месте в химической индустрии получение стирола является синтез этилбензола из бензола и этилена:



Изначально в процессе идёт присоединение этилена к хлористому алюминию в присутствии соляной кислоты:



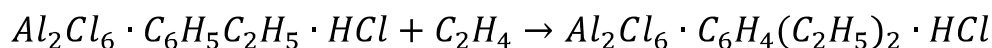
Затем образуется тройной комплекс при присоединение бензола:



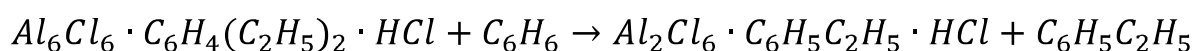
Комплексное соединение $Al_2Cl_6 \cdot C_6H_5C_2H_5 \cdot HCl$ полученное из хлорида алюминия, этилхлорида, бензола и алкибензолов является катализатором реакции алкилирования бензола этиленом [12].

Вслед за образованием тройного комплекса реакция протекает по следующей схеме:

- 1) К каталитическому комплексу присоединяется этилен:

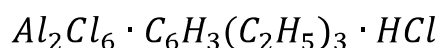
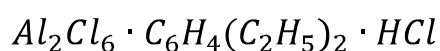


- 2) Химическое взаимодействие между каталитическим комплексом и бензолом с образованием конечного продукта:

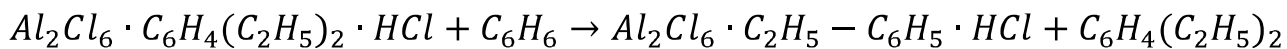


Из указанных реакций видно, что алкильные радикалы все время переходят из одного комплексного соединения в другое, то есть все эти комплексы находятся в положении подвижного равновесия.

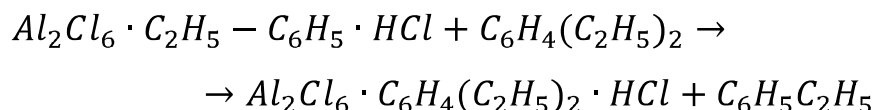
Алюминий хлорид, относится к таким катализаторам, который может создать тройной комплекс не только с одним, но и с двумя, тремя и т.д. этильным радикалом [12]:



Образованные комплексы с ещё большим числом алкильных радикалов полученных в результате присоединения алкилирующего агента, в реакции метатезиса с бензолом дают полиалкибензолы:



Далее полученные комплексы способны вступить в реакцию метатезиса и с продуктами реакции, например с диэтилбензолом, тогда произойдет процесс деалкилирования [12]:



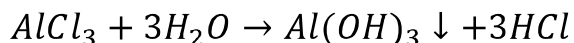
В итоге, у всех участвующих в процессе реакций устанавливается определенная концентрация продуктов реакции. Бензол подаётся в количестве, соответствующему молярному соотношению бензол : этилен (3 : 1) [12].

Две главные стадии в технологическом процессе получения этилбензола:

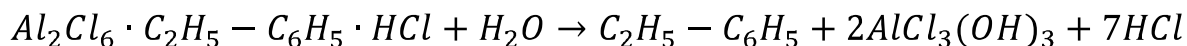
1. Алкилирование бензола этиленом;
2. Ректификация реакционной массы.

1.2.4 Разложение каталитического комплекса и нейтрализация реакционной массы

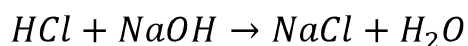
1. Отходом производства алкилирования бензола этиленом является алюмохлорид, он получается при отмыве реакционной массы от отработанного каталитического комплекса. Его получение происходит на первой системе разложения по следующему уравнению:



2. На второй системе разложение производится распад каталитического комплекса (в случае снижения активности) по следующему уравнению:



3. Водный раствор HCl направленный на нейтрализацию протекает по уравнению:



Нейтрализация реакционной массы проводится 2 – 10 % раствором NaOH в соотношении реакционной массы и раствора 1 : 1.

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Основные характеристики сырья представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Основные показатели сырья и область применения

Наименования сырья	Показатели качества	Область применения, назначения
1	2	3
1. Бензол	<p>Формула C_6H_6</p> <p>Молярная масса – 78.11 гр/моль;</p> <p>Плотность – 0.8786 г/см³;</p> <p>Динамическая вязкость – 0.0652 Па·с;</p> <p>Бесцветная жидкость со специфическим сладковатым запахом;</p> <p>$T_{пл} - 5.5 \text{ } ^\circ\text{C}$; $T_{кип} - 80.1 \text{ } ^\circ\text{C}$.</p> <p>С воздухом образует взрывоопасные смеси, хорошо смешивается с эфиром, бензином. С водой образует азеотропную смесь с $T_{кип} - 69.3 \text{ } ^\circ\text{C}$.</p>	<p>Производство этилбензола, изопропилбензола, синтетической резины, красителей и т.д.</p>
2. Этилен	<p>Формула C_2H_4</p> <p>Молярная масса – 28.05 гр/моль;</p> <p>Плотность – 0.001178 г/см³;</p> <p>$T_{пл} - -169.2 \text{ } ^\circ\text{C}$; $T_{кип} - -103.7 \text{ } ^\circ\text{C}$.</p>	<p>Является необходимым сырьём при производстве этилбензола, этилового спирта, этилацетата, полиэтилена, стирола.</p>

	<p>Бесцветный горючий газ со слабым запахом. Плохо растворяется в воде, этаноле. Хорошо растворяется в углеводородах и диэтиловом эфире.</p>	
3.Этилбензол	<p>Формула C_8H_{10}</p> <p>Молярная масса – 106.17 гр/моль;</p> <p>Плотность – 0.8665 г/см³;</p> <p>$T_{пл} - -95\text{ }^{\circ}\text{C}$; $T_{кип} - 136\text{ }^{\circ}\text{C}$.</p> <p>Бесцветная жидкость с запахом, напоминающим бензин. Растворяется в спирте, бензоле, эфире, совсем не растворим в воде. Содержится в нефти и каменноугольной смоле.</p>	<p>В производстве стирола является исходным веществом. Идет добавкой к моторному топливу. В растворителях в качестве разбавителя.</p>
4. Хлорид алюминия	<p>Формула $AlCl_3$</p> <p>Молярная масса – 133.3 гр/моль;</p> <p>Растворим в хлороводороде, этиловом спирте, слабо раствори в бензоле.</p>	<p>Как катализатор при переработке нефти и при синтезе органических соединений.</p>

Данные по характеристике на взрывопожарную и токсическую опасность сырья, полупродуктов, готовой продукции и отходов производства этилбензола представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика по классу опасности, токсической и пожарной опасности сырья, полупродуктов, готовой продукции и отходов производства

1	2	3	4	5		7	8
				Воды (да, нет)	Кислорода (да, нет)		
Сырье, полупродукты, готовая продукция, отходы производства	Класс опасности по ГОСТ 12.1.007 – 76, ГОСТ 12.1.005 – 88	Агрегатное состояние при нормальных условиях	Плотность паров (газа) по воздуху	Возможно ли воспламенение или взрыв при воздействии на продукт		ПДК в воздухе рабочей зоны, мг/м ³	Симптомы от токсического воздействия на организм человека
1. Бензол	2	ЛВЖ	2.7	нет	нет	15/5	Появляются головные боли, слезоточивость глаз, покраснение кожных покровов. Сбой в работе нервной системы, печени. Вызывает изменения в общем составе крови [29, 30]
2. Этилен	2	ГГ	0.974			100	Оказывает наркотическое действие [29, 30]
3. Этилбензол	3	ЛВЖ	3.66	нет	нет	50	Обладает наркотическим действием, вы-

							зывает поражение печени, крови и кровеносных органов, нервной системы [29, 30]
4.Диэтилбензол, Триэтилбензол	3	ГЖ	5.6	нет	нет	10	Действует на центральную нервную систему, вызывает изменение крови и кровеносных органов [29, 30]
5.м– Диэтилбензол	3	ЛВЖ	4.6	нет	нет	10	Алкибензолы вызывают нерезкие сердечно – сосудистые расстройства, снижение содержания гемоглобина в крови [29, 30]

2.2 Технологическая схема

Агрегат для азеотропной ректификации, где происходит осушка исходного бензола, состоит из:

1. Ректификационной колонны 1, в которую поступает как свежий так и возвратный бензол;
2. Флорентийского сосуда 2;
3. Отгонной колонны 3.

Обезвоженный бензол выводится из куба колонны 1. Часть осушенного бензола идет в реактор 4, для приготовления катализаторного раствора, а вторая часть (уже как реагент) – в алкилаторы 5/1 и 5/2. Низкокипящая смесь бензола с водой с верха колонн 1 и 3, проходя через конденсатор, стекают в нейтрализатор 2, где идет расслоение на два слоя. В данном случае на ректификацию в колонну 1 возвращается верхний слой, состоящий из обводненного бензола, а декант, состоящий из воды с растворённым в ней бензолом, спускается в колонну 3.

Для приготовления каталитического комплекса берут:

1. Бензол, поступающий из ректификационной колонны 1;
2. Хлорид алюминия и полиалкибензолы.

Эти реагенты подают в реактор приготовления катализатора 4, который снабжён мешалкой и рубашкой для обогрева паром. Далее при нагревании и перемешивании подают этилхлорид. Приготовленная суспензия катализатора постоянно поступает через распределительный коллектор в низу реактора алкилирования, т.к. в ходе процесса он частично выводится из алкилатора для восстановления, а также с реакционной смесью.

Реакция проводится в непрерывно действующих реакторах 5/1 и 5/2, это два аппарата соединенных параллельно. Охлаждение в реакторах 5/1, 5/2 происходит в виду испарения бензола и подачи охлаждающего сырья.

В низ алкилаторов 5/1, 5/2 подают:

1. Катализаторный раствор;

2. Осушенный бензол;
3. Этиленовую фракцию.

Парогазовая смесь, содержащая значительное количество паров бензола, с верха колонн 5/1 и 5/2 поступает в конденсаторы 6/1 и 6/2, где прежде всего конденсируется бензол испарившийся в алкиляторах 5/1, 5/2. Конденсат возвращают в алкилатор 5/1, 5/2. Для улавливания паров бензола и хлороводорода в нижнюю часть скруббера 8, орошаемого полиалкибензолами (выделенными на стадии разделения из реакционной массы), поступают несконденсированные газы. Далее, образовавшийся раствор бензола в полиалкибензолах в нижней части скруббера 8, накапливается и возвращается в алкилаторы 5/1 и 5/2 для переалкилирования. А несконденсированные газы, после скруббера 8, стравливаются в скруббер 9, в котором идет орошение водой для удаления хлороводорода. Раствор с примесью соляной кислоты направляют на нейтрализацию (образование сточных вод), а газы на факел.

Суспензия катализатора и продукты алкилирования поступают в накопительную емкость 7/1 и 7/2. После процесса осаждения, нижний слой состоящий из катализаторного раствора, возвращается в работу реактора 5/1 и 5/2, а алкилат из другого слоя с помощью насоса 10 направляются на обработку. Скруберы 11 и 13 предназначены для отмывки хлороводорода и $AlCl_3$, растворённых в продуктах алкилированиях. Перекачиваемая насосом 12 щелочь подается в скруббер 11 для орошения. В ходе реакции постоянно требуется дополнительный раствор $NaOH$ в достаточном количестве для нейтрализации соляной кислоты. Чтобы очистить алкилат от щелочи его направляют в скруббер 13 который орошается водой, где и происходит вымывание щелочи. В этом месте на производстве опять происходит образование сточных вод, в виду того, что раствор щелочи (водный) после орошения направляют на нейтрализацию, а смесь нейтрализованных углеводородов через теплообменник 14 подают на ректификацию в колонну 15.

В процессе ректификации проходящей в колонне 15 идет выделение бензола и воды, растворившихся в процессе промывки углеводородов. Бензол воз-

вращается для осушки в колонну 1, а кубовый продукт с низа аппарата 15 на ректификацию в колонну 16, где при дальнейшем разделении происходит выделение целевого продукта.

Из колонны 16 полиалкибензолы направляют в ректификационную колонну 17 для разделения. Часть состава, в которой содержится целевой продукт, с примесями ближайших гомологов C_6H_6 , отгоняют в вакуумной системе колонны 17. Диэтилбензолы направляют в работу узла алкилирования, а нижний продукт выходит из системы в качестве технического этилбензола.

На рисунке 1 представлена принципиальная схема производства этилбензола на основе $AlCl_3$.

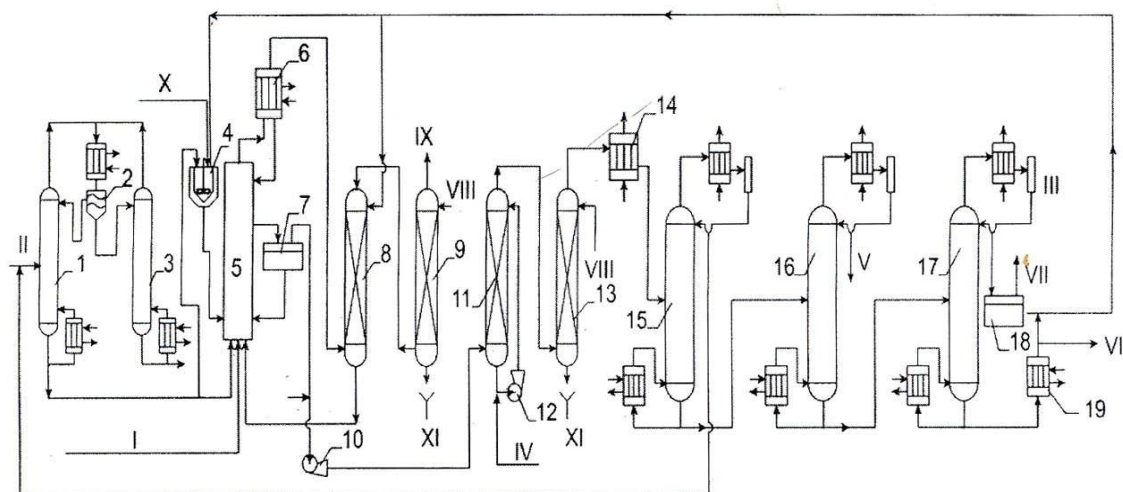


Рис.1 Принципиальная схема производства этилбензола с катализатором на основе алюмохлорида.

1, 3, 15-17 – ректификационные колонны; 2 – флорентийский сосуд; 4 – реактор приготовления катализатора; 6 – конденсатор жидкость – жидкость; 8, 9, 11, 13 – скрубберы; 10, 12 – насосы; 14 – подогреватель; 18 – вакуум – приемник, 19 – холодильник полиалкибензолов; *I* – этилен; *II* – бензол; *III* – диэтилбензолы; *IV* – раствор щелочи; *V* – этилбензол; *VI* – полиалкибензолы; *VII* – к вакуумной линии, *VIII* – вода; *IX* – газы в атмосферу; *X* – этилхлорид и хлорид алюминия; *XI* – сточные воды.

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс процесса

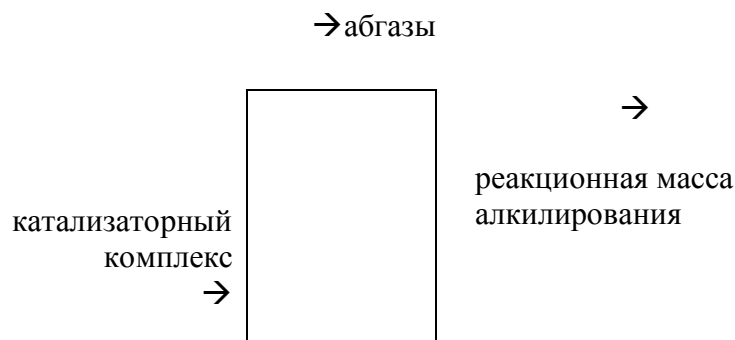


Рис.2 Материальные потоки стадии алкилирования.

Исходные данные для расчета стадии алкилирования бензола этиленом представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Исходные данные для расчета процесса

Показатель	Величина	Ед.измерения
1	2	3
Состав этиленовой фракции		
C_2H_4	15.7	масс.%
C_2H_2	0.3	масс.%
C_2H_6	56.0	масс.%
C_3H_6	15.9	масс.%
H_2	5.8	масс.%
N_2	1.5	масс.%
O_2	3.3	масс.%
CO	0.7	масс.%
Годовая производительность	0.8	масс.%
Годовой фонд рабочего времени	348000	т
Селективность по этилбензолу в расчете на этилен	8040	ч
	0.78	масс.%

1	2	3
Количество диэтилбензола, возвращаемого со стадии ректификации на 1 т получаемого этилбензола	250	кг
Молярное соотношение бензол : этилен на входе в реактор (без рецикла на бензол)	3:1	
Расход $AlCl_3$ на 1т образующегося этилбензола	8	кг
Потери этилбензола на стадиях выделения	3	%

Рассчитаем часовую производительность стадии алкилирования по этилбензолу:

$$\frac{348000 \cdot 1000}{8040} \cdot \frac{100+3}{100} = 44582 \text{ кг или } \frac{44582}{106} = 420.6 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Учитывая исходные данные селективности по этилбензолу, высчитаем расход этилена [14]:

$$\frac{420.6}{0.78} = 539.2 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Учитывая исходные данные объемной доли этилена, высчитаем расход этиленовой фракции:

$$\frac{539.2}{0.56} = 962.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Определим состав этиленовой фракции и внесем данные в таблицу 5:

Таблица 5 – Состав этиленовой фракции

Состав	$X_i, \%$	$n_{\tau}, \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$	$m_{\tau}, \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$
1	2	3	4
CH_4	15.7	151.2	2425
C_2H_2	0.3	2.9	76
C_2H_4	56.0	539.2	15125
C_2H_6	15.9	153.2	4607
C_3H_6	5.8	55.8	2348
H_2	1.5	14.4	29
N_2	3.3	31.8	890

1	2	3	4
O_2	0.7	6.7	214
CO	0.8	7.7	216
Σ	100.0	962.9	25930

$X_i, \%$ - концентрации в массовых процентах.

Оптимальное молярное соотношение бензол : этилен на входе в реактор составляет 3 : 1, следовательно, расходуется бензола [14]:

$$539.2 \cdot 3 = 1617.6 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 126173 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Пройдя азеотропную осушку массовая доля воды в бензоле составляет 0.002% [14], можно высчитать сколько воды поступает с бензолом:

$$\frac{1617.6 \cdot 0.002}{(100 - 0.002)} = 0.032 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 2.5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Рассчитаем расход хлорида алюминий:

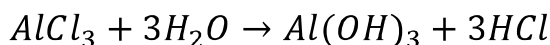
$$\frac{8 \cdot 44582}{1000} = 357 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \text{ или } 2.68 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Количество диэтилбензола, возвращаемого со стадии ректификации:

$$\frac{250 \cdot 44582}{1000} = 11145 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \text{ или } 83.1 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Для определения состава отходящих газов рассчитываем содержание в них C_2H_4 , C_6H_6 , CO . Метан, этан, водород, азот и кислород входящие в состав этиленовой фракции, переходят в отходящие газы полностью [14].

Отработанный катализаторный комплекс разлагается водой по реакции:



Исходя из условий реакции рассчитаем хлорид алюминия:

$$\frac{0.032}{3} = 0.0107 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 1.42 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Образуется гидроксида алюминия: $0.0107 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $0.835 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Образуется хлороводорода: $0.032 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $1.167 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

В абгазы уносится (по экспериментальным данным) [14]:

1% подаваемого C_2H_4 : $539.2 \cdot 0.01 = 5.4 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $151.5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

90% подаваемого CO [14]: $7.7 \cdot 0.9 = 6.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $193.2 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

0.3 кг бензола на 1т этилбензола [14]:

$$\frac{0.3 \cdot 44582}{1000} = 13.4 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \text{ или } 0.2 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Состав отходящих газов представлен в таблице 6.

Таблица 6 – Состав отходящих газов

Состав	$n_{\tau}, \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$	$X_i, \%$	$m_{\tau}, \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$
1	2	3	4
CH_4	151.2	40.8	2425
C_2H_4	5.4	1.5	152
C_2H_6	153.2	41.3	4607
C_6H_6	0.2	0.05	16
H_2	14.4	3.9	29
N_2	31.8	8.6	890
O_2	6.7	1.8	214
CO	7.7	2.1	216
Σ	370.6	100	8549

Рассчитаем изменение состава сырьевой смеси в процессе алкилирования для определения состава смеси продуктов реакции.

По реакции переалкилирования: $C_6H_5 - (C_2H_5)_2 + C_6H_6 \rightarrow 2C_6H_5 - C_2H_5$ (1)

Определим расход бензола: $83.1 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $6490.9 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Образуется этилбензола: $83.1 \cdot 2 = 166.2 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $17645.5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

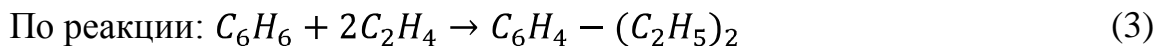
Из этого следует, что в процессе реакции алкилирования получают этилбензола:

$$420.6 - 166.2 = 254.4 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 27009.6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

По целевой реакции: $C_6H_6 + C_2H_4 \rightarrow C_6H_5 - C_2H_5$ (2)

Определим расход бензола: $254.4 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $19871.2 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Определим расход этилена: $254.4 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $7135.9 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$



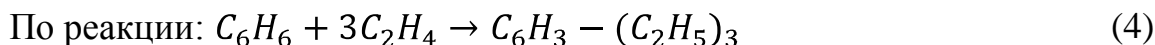
Расходуется: 38.2% от поступающего этилена [14], что составляет:

$$0.382 \cdot 539.2 = 205.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 5777.6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Расходуется бензола:

$$0.5 \cdot 205.9 = 102.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 8044.5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Образуется диэтилбензола: $102.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $13823.1 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$



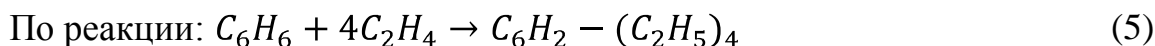
Расходуется: 11% от поступающего этилена [14], что составляет:

$$0.11 \cdot 539.2 = 59.3 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 1663.7 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Расходуется бензола:

$$\frac{59.3}{3} = 19.8 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 1543.9 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Образуется триэтилбензола: $19.8 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $3207.6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

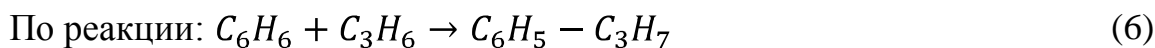


Расходуется: этилена (с учетом его расхода по реакциям 2-4 и содержания в отходящих газах) [14]:

$$539.2 - 254.4 - 205.9 - 59.3 - 5.4 = 14.2 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 398.3 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Расходуется бензола: $\frac{14.2}{4} = 3.6 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $277.3 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

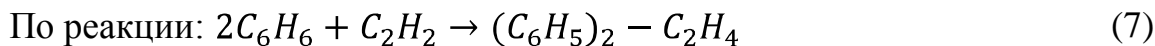
Образуется тетраэтилбензола: $3.6 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $684 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$



Будет происходить расход пропилена: $55.8 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $2348.1 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Будет происходить расход бензола: $55.8 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $4358.5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Образуется изопропилбензола: $55.8 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $6706.6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$



Расходуется ацетилена: $2.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $75.5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Расходуется бензола: $2 \cdot 2.9 = 5.8 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $453.1 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Образуется дифенилэтана: $2.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $528.7 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

По реакции: $2C_6H_6 + CO \rightarrow (C_6H_5)_2 - CNOH$ (8)

В этиленовой фракции содержится 10 % оксида углерода, рассчитаем его расход [14]:

$$7.7 \cdot 0.1 = 0.77 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 21.6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Высчитаем расход бензола, которого по уравнению в 2 раза больше:

$$2 \cdot 0.77 = 1.54 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 120.3 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Образуется дифенилкарбинола: $0.77 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $142 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Сложив данные реакций 1 – 8 вычислим полный расход бензола:

$$254.4 + 83.1 + 102.9 + 19.8 + 3.6 + 55.8 + 5.8 + 1.54 = 526.9 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

$$\text{или } 41159.2 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

В составе отходящих газов содержится бензола: $0.2 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$ или $15.6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$

Остается в составе реакционной массы бензола:

$$1617.6 - 526.9 - 0.2 = 1090.5 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 85179 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

хлорида алюминия в составе алкилата будет:

$$2.68 - 0.0107 = 2.67 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 355 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Рассчитаем данные и внесем в таблицу 7 где будет виден состав реакционной массы.

Таблица 7 – Состав алкилата

Состав	$n_i, \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$	$X_i, \%$	$m_\tau, \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$
1	2	3	4
C_6H_6	1090.5	64.2	85179
$C_6H_5 - C_2H_5$	420.6	24.7	44655
$C_6H_4 - (C_2H_5)_2$	102.9	6.1	13789
$C_6H_3 - (C_2H_5)_3$	19.8	1.2	3208
$C_6H_2 - (C_2H_5)_4$	3.6	0.2	684

1	2	3	4
$C_6H_5 - C_3H_7$	55.8	3.3	6696
$(C_6H_5)_2 - CHCH_3$	2.9	0.2	528
$(C_6H_5)_2 - CHOH$	0.77	*	142
$AlCl_3$	2.67	0.1	355
$Al(OH)_3$	0.01	*	0.47
Σ	1699.5	100.0	155094

□ В связи с малыми значениями $x(C_6H_5)_2 - CHOH$ (0.032) и $xAl(OH)_3$ (0.003) в дальнейших расчетах их не учитывают.

Расчет основных расходных коэффициентов.

$$\text{по бензолу: } \frac{41162 + 16}{44582} = 0.92 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

$$\text{по этилену: } \frac{15098}{44582} = 0.34 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

$$\text{по этиленовой фракции: } \frac{25930}{44582} = 0.58 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

В таблице 8 приведен упрощенный материальный баланс стадии алкилирования без учета рецикла по бензолу.

Таблица 8 – Упрощенный материальный баланс без учета рецикла по бензолу

Приход	Кол-во кг/ч	Содержа- ние% масс	Расход	Кол-во кг/ч	Содержа- ние% масс
1	2	3	4	5	6
Бензол техн.:			Отходящие		
H_2O	3	0.002	газы	8549	5.2
C_6H_6	126173	77.1	Алкилат	155094	94.8
Этиленовая фракция	25930	15.8	потери	36	0.02
Диэтилбензол	11146	6.8			
Алюминий хлорид	355	0.2			
Всего	163607	100	Всего	163607	100

3.2 Технологический расчет основного аппарата процесса алкилирования

Процесс алкилирования происходит в реакторе (алкилаторе) колонного типа. Цилиндрическая полая ёмкость расположена вертикально. Алкилатор состоит из нескольких царг, по краям сферические днища. Сделан из углеродистой стали. Обязательное покрытие кислотоупорной плиткой внутри аппарата, для защиты металла от коррозии. Каждая царга имеет рубашку для охлаждения, но основное количество тепла отводится испарением некоторой части бензола. Сферические днища крепятся к обечайке при помощи плоских приварных фланцев с уплотнительной поверхностью типа «выступ-впадина».

В таблице 9 приведены основные характеристики данного аппарата.

Таблица 9 – Техническая характеристика алкилятора

Наименование параметров	Величина	Ед.изм
1	2	3
Диаметр стальной обечайки внутренний	2400	мм
Толщина стенки обечайки	14	мм
Толщина футеровки	80	мм
Высота цилиндрической части	19120	мм
Высота общая	22000	мм
Вместимость аппарата:		
полая	61	м ³
полезная	46	м ³
Производительность по этилбензолу в расчете на 1м ³ алкилятора	480	кг/ч

В нижнюю секцию алкилятора поступают реагенты – жидкий бензол и раствор катализатора, и этиленовая фракция, через распределительный коллектор Ду 500, *ру* 1,6 [14].

Средние секции имеют рубашки, в которые подаётся водяной пар. Алкилат выводят через боковой штуцер Ду 150, p_y 1,6 в реактор. Верхняя расширительная секция служит для уменьшения брызгоуноса, вывода продуктов и установки арматуры и приборов. Уровень жидкости в алкилаторе поддерживается постоянно, в связи с выходом из верхнего штуцера газосырьевого потока [24].

При работе реактора давление поддерживают 0.2 МПа, процесс протекает в жидкой фазе при температуре 90 °С [14].

Рассчитаем число аппаратов учитывая производительность [14]:

$$N_a = \frac{44582}{(480 \cdot 46)} = 2.01$$

Для увеличения выхода товарного продукта два реактора будут работать параллельно.

3.2 Тепловой расчет основного аппарата процесса алкилирования

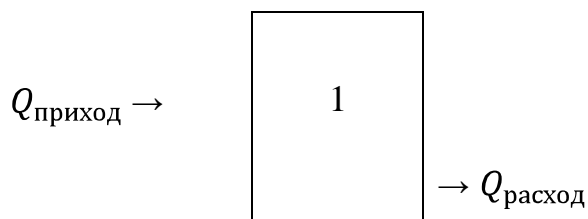


Рис.3 Схема тепловых потоков

$$Q_{\text{приход}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

$$Q_{\text{расход}} = Q_{5+7} + Q_6 + Q_8 + Q_{\text{пот}}$$

Тепловой баланс $Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_{\text{пот}}$

Исходные данные:

Температура на входе в алкилатор – 20°C ;

Температура на выходе из алкилятора – 90°C ;

Теплопотери 3 % от расхода тепла ;

Основные материальные потоки:

1. Этиленовая фракция
2. Технический бензол
3. Диэтилбензол
4. Отходящие газы
5. Жидкий алкилат

В таблице 10 показан расчет основных материальных потоков.

Таблица 10 – Материальные потоки

Материальные потоки	кмоль/с
1	2
1. Этиленовая фракция	$\frac{962.9}{(2 \cdot 3600)} = 0.134$
2. Технический бензол	$\frac{1617.6}{(2 \cdot 3600)} = 0.225$

1	2
3. Диэтилбензол	$\frac{83.1}{(2 \cdot 3600)} = 0.011$
4. Отходящие газы	$\frac{370.6}{(2 \cdot 3600)} = 0.051$
5. Жидкий алкилат	$\frac{1699.2}{(2 \cdot 3600)} = 0.236$

Рассчитаем средние молярные теплоемкости:

этиленовой фракции при температуре 20 °С: $20 + 273 = 293 \text{ K}$

отходящих газов при температуре 90 °С: $90 + 273 = 363 \text{ K}$

Расчет средних молярных теплоемкостей этиленовой фракции и отходящих газов представлен в таблице 11.

Таблица 11 – Средние молярные теплоемкости

Состав	$X_i, \%$	$C_i, \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$	$\frac{C_i x_i}{100}, \frac{\text{Дж}}{(\text{моль} \cdot \text{К})}$
1	2	3	4
Этиленовая фракция:			
CH_4	15.7	34.699	5.448
C_2H_2	0.3	43.695	0.131
C_2H_4	56.0	43.815	24.536
C_2H_6	15.9	52.091	8.282
C_3H_6	5.8	63.549	3.686
H_2	1.5	28.818	0.432
N_2	3.3	29.131	0.961
O_2	0.7	28.062	0.196
CO	0.8	29.075	0.233
Σ	100.0	-	43.905
Отходящие газы:			
CH_4	40.84	39.125	15.98
C_2H_4	1.46	50.616	0.739

1	2	3	4
C_2H_6	41.32	61.692	25.5
H_2	3.9	28.843	1.13
N_2	8.58	29.430	2.53
O_2	1.82	29.830	0.54
CO	2.08	29.549	0.61
Σ	100.0	-	47.029

Тепло с этиленовой фракцией при температуре 20 °С :

$$Q_1 = 0.134 \cdot 43.905 \cdot 20 = 117.6 \text{ кВт}$$

Тепло с отходящими газами при температуре 90 °С:

$$Q_5 = 0.051 \cdot 47.029 \cdot 90 = 215.9 \text{ кВт}$$

Произведем расчет теплового потока технического бензола:

$$Q_2 = 0.225 + n_{\sigma} \cdot 134.218 \cdot 20 = 603.981 + 2684.3n_{\sigma} \text{ кВт}$$

где n_{σ} – количество циркулирующего бензола в системе холодильник-конденсатор-алкилатор, кмоль/с.

Рассчитаем тепловой поток диэтилбензола при температуре 20 °С :

$$Q_3 = 0.011 \cdot 369.06 \cdot 20 = 81.2 \text{ кВт}$$

Найдем теплоты реакций 1-6 (в кДж/моль):

Реакция	$\Delta H^{\circ}_{298} = \Sigma \Delta H^{\circ}_{298(\text{кон})} - \Sigma \Delta H^{\circ}_{298(\text{исх})}$
$C_6H_6 + C_2H_4 \rightarrow C_6H_5 - C_2H_5$	$-12.48 - 49.03 - 52.30 = -113.81$
$C_6H_4(C_2H_5)_2 + C_6H_6 \rightarrow 2C_6H_5C_2H_5$	$2 \cdot -12.48 - 49.03 - -72.35 = -1.64$
$C_6H_6 + 2C_2H_4 \rightarrow C_6H_4(C_2H_5)_2$	$-72.35 - 49.03 - 2 \cdot 52.30 = -225.98$
$C_6H_6 + 3C_2H_4 \rightarrow C_6H_3(C_2H_5)_3$	$-122.63 - 49.03 - 3 \cdot 52.3 = -328.56$
$C_6H_6 + 4C_2H_4 \rightarrow C_6H_2(C_2H_5)_4$	$-174.54 - 49.03 - 4 \cdot 52.30 = -432.77$
$C_6H_6 + C_3H_6 \rightarrow C_6H_5 - C_3H_7$	$-41.24 - 49.03 - 20.41 = -110.68$
$2C_6H_6 + C_2H_2 \rightarrow (C_6H_5)_2 - C_2H_4$	$297.31 - 2 \cdot 49.03 - 226.75 = -27.50$
$2C_6H_6 + CO \rightarrow (C_6H_5)_2 - C_6H_5OH$	$-46.17 - 2 \cdot 49.03 - -110.53 = -33.70$

Для расчета теплоты экзотермических реакций воспользуемся формулой (3.1):

$$Q = \frac{1000}{(N_a \cdot 3600)} \cdot \bar{g}_m \cdot n_\tau, \quad (3.1)$$

где \bar{g}_m – теплота химической реакции, кДж/моль;

n_τ – количество вещества, вступившего в реакцию, кмоль/с;

N_a – количество алкилаторов, шт.

$$Q_4 = \frac{1000}{2 \cdot 3600} 254.4 \cdot 113.81 + 83.1 \cdot 1.64 + 102.9 \cdot 225.98 + 9.8 \cdot 328.56 + 3.6 \cdot 432.77 + 55.8 \cdot 110.7 + 1.9 \cdot 27.50 + 0.77 \cdot 33.70 = 9265.9640 \text{ кВт}$$

Рассчитаем общий приход теплоты:

$$Q_{\text{прих}} = 117.6 + 603.981 + 2684.36n_\tau + 81.2 + 9265.964 = \\ = 10068.835 + 2684.36n_\tau \text{ кВт}$$

Рассчитаем среднюю молярную теплоемкость реакционной массы при температуре 363К:

$$C_m = 152.07 \cdot 0.64 + 186.56 \cdot 0.247 + 369.06 \cdot 0.061 + 464.46 \cdot 0.012 + 559.86 \\ \cdot 0.002 + 321.36 \cdot 0.033 + 415.94 \cdot 0.001 + 94.48 \cdot 0.012 = \\ = 184.465 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$$

Теперь можно найти тепловой поток жидкого алкилата при температуре 90 °С:

$$Q_6 = 0.236 \cdot 184.465 \cdot 90 = 3918.1 \text{ кВт}$$

Рассчитаем тепловой поток паров бензола:

$$Q_7 = 101.77 \cdot 90n_\sigma = 9159.3n_\sigma \text{ кВт}$$

Выведем расход теплоты на испарение бензола:

$$Q_8 = 78 \cdot 391.3n_\sigma = 30521.4 n_\sigma \text{ кВт},$$

где 391.3 – удельная теплота бензола при температуре 363К, кДж/кг [22, с.342]

Теплопотери в окружающую среду составляют 3% от общего прихода теплоты, произведём расчет:

$$Q_{\text{пот}} = 0.03 \cdot Q_{\text{прих}} = 0.03 \cdot 10068.835 + 2684.36n_{\sigma} = 302.065 + 80.53n_{\sigma} \text{ кВт}$$

Общий расход теплоты:

$$\begin{aligned} Q_{\text{расх}} &= 215.9 + 3918.1 + 9159.3n_{\sigma} + 30521.4n_{\sigma} + 302.065 + 80.53n_{\sigma} = \\ &= 4436.065 + 39761.23n_{\sigma} \text{ кВт} \end{aligned}$$

Найдем количество циркулирующего бензола воспользовавшись равенством прихода и расхода теплоты:

$$\begin{aligned} Q_{\text{прих}} &= Q_{\text{расх}} \\ 10068.835 + 2684.36n_{\sigma} &= 4436.065 + 39761.23n_{\sigma} \\ 37076.87n_{\sigma} &= 5632.77 \\ n_{\sigma} &= 0.152 \frac{\text{кмоль}}{\text{с}} \end{aligned}$$

Рассчитаем количество бензола, испаряющегося на стадии алкилирования:

$$0,152 \cdot 2 \cdot 3600 = 1094.4 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 85484 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Это составляет $\frac{85484}{44583} = 1.92$ т на 1 тонну получаемого этилбензола.

Всего в реактор подают бензола с учетом рецикла:

$$1617.6 + 1094.4 = 2712 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 211834 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Рассчитаем общее количество абгазов с учетом рецикла по бензолу:

$$370.6 + 1094.4 = 1465 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} \text{ или } 8549 + 85484 = 94033 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Определим уточненные тепловые потоки по количеству бензола которые мы рассчитали:

$$Q_2 = 0.225 + 0.152 \cdot 134.218 \cdot 20 = 1012.0 \text{ кВт}$$

$$Q_7 = 0.152 \cdot 101.77 \cdot 90 = 1392.2 \text{ кВт}$$

$$Q_8 = 0.152 \cdot 78 \cdot 391.3 = 4639.2 \text{ кВт}$$

В таблице 12 приведен материальный баланс стадии алкилирования бензола этиленом.

Таблица 12 – Материальный баланс

Приход	Кол-во Кг/ч	Содержа- ние% масс	Расход	Кол-во Кг/ч	Содержа- ние% масс
1	2	3	4	5	6
Бензол техн.:			Отходящие		
C_6H_6	210408	84.9	газы	92606	37.4
H_2O	3	0.001	Алкилат	155094	62.6
_____			потери	140	0.06
Итого...	210409				
Этиленовая фракция	25930	10.5			
Диэтилбензол	11146	4.4			
$AlCl_3$	355	0.14			
Всего	247840	100	Всего	247840	100

Уточним тепловой поток отходящих газов:

$$Q_{ог} = Q_5 + Q_7 = 215.9 + 1392.2 = 1608.1 \text{ кВт}$$

В таблице 13 приведен тепловой баланс стадии алкилирования бензола этиленом.

Таблица 13 – Тепловой баланс

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
1	2	3	4	5	6
Тепловой поток этиленовой фракции	117.6	1.1	Тепловой поток отходящих газов	1608.1	15.4
Тепловой поток технического бензола	1012.0	9.6	Тепловой поток алкилата	3918.1	37.4
Тепловой поток диэтилбензола	81.2	0.8	Расход теплоты на испарение бензола	4639.2	44.2
Тепловой поток процесса	9265.9	88.5	Теплопотери в окружающую среду	314.3	3.0
_____			_____		
Всего...	10476.7	100.0	Всего ...	10476.7	100.0

По разности значений прихода и расхода теплоты высчитаем значение $Q_{пот}$:

$$Q_{пот} = 10479.7 - 10476.7 = 3 \text{ кВт}$$

3.4 Расчёт вспомогательного аппарата

Теплотехнический расчёт

Расход горячего теплоносителя (паров бензола):

$$G = \frac{92606}{3600} = 25.72 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

где G – расход паров бензола (из материального баланса, таблица 12);

Определение тепловой нагрузки:

$$Q = 1608.1 \text{ кВт} = 1608100 \text{ Вт}, \text{ (из теплового баланса, таблица 13);}$$

$$t_{1\text{нач}} - 80.0^\circ\text{C}; t_{1\text{кон}} - 75.0^\circ\text{C}.$$

Расход холодного теплоносителя (промышленная вода) при температуре $t_{2\text{нач}} - 15^\circ\text{C}$; $t_{2\text{кон}} - 32^\circ\text{C}$ определим по формуле 3.2:

$$g = \frac{Q}{c_p \cdot (T_{2к} - T_{2н})}, \quad (3.2)$$

где Q – тепловая нагрузка Вт;

c_p – теплоёмкость воды при средней температуре $t_b = 21.1^\circ\text{C}$

$$g = \frac{1608100}{4182 \cdot 32 - 15} = 22.6 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Определяем среднюю разность температур

$$80.2^\circ\text{C} \rightarrow 75^\circ\text{C}$$

$$32^\circ\text{C} \leftarrow 15^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_M \ 48.2 \quad \Delta t_6 \ 60$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{(\Delta t_6 - \Delta t_M)}{\ln\left(\frac{\Delta t_6}{\Delta t_M}\right)} = \frac{(60 - 48.2)}{\ln\left(\frac{60}{48.2}\right)} = 53.9 \text{ град}$$

Средняя температура охлаждающей воды $t_b = t_k - \Delta t_{cp} = 75 - 53.9 = 21.1$

В соответствии с таблицей 4.8 [44, с.172] принимаем ориентировочное значение коэффициента теплопередачи $K_{op} = 600$ [44, с.172] и определяем ориентировочное значение поверхности теплопередачи по формуле 3.3:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (3.3)$$

$$F_{\text{оп}} = \frac{1608100}{600 \cdot 53.9} = 49.8 \text{ м}^2$$

Определение соотношения числа труб к числу ходов теплообменника n/z задаваясь ориентировочным значением критерия Рейнольдса $Re_{\text{оп}} \geq 15000$ и диаметром труб $d_{\text{тр}} = 25 \times 2$ мм, значение найдем по формуле (3.4):

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot g}{\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot \mu \cdot Re_{\text{оп}}} , \quad (3.4)$$

где n – общее число труб, шт;

z – число ходов по трубному пространству;

g – расход воды, кг/с;

π – 3.14 ;

μ - вязкость воды $t_{\text{в}} = 21.1^{\circ}\text{C}$, Па·с;

$d_{\text{вн}}$ - внутренний диаметр труб, м;

$Re_{\text{оп}}$ - ориентировочное значение Рейнольдса

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 38.5}{3.14 \cdot 0.021 \cdot 0.00091 \cdot 15000} = 171$$

3.5 Уточненный расчёт поверхности теплопередачи

В соответствии с таблицей 2.9 [42, с.57] выбираем близкое значение n / z определённому ранее и принимаем значения всех величин таблицы по которой выбирается стандартный конденсатор.

$$\frac{n}{z} = \frac{240}{2} = 120$$

$D_{\text{кожуха}} = 600$ мм; $d_{\text{труб}} = 25 \times 2$ мм; z (число ходов) = 2; n (число труб) = 240 шт;

$F_{\text{поверхность теплообмена}} = 57$ м²; l длина труб = 3.0 м.

Определим действительное значение критерия Рейнольдса по формуле (3.5):

$$Re = \frac{4 \cdot g \cdot z}{\pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot n \cdot \mu}, \quad (3.5)$$

где g – расход воды, кг/с;

z – число ходов;

$d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр трубы 25 x 2 мм,

n – число труб, м;

μ - вязкость воды $t_b=21.1^{\circ}\text{C}$, Па·с.

$$Re = \frac{4 \cdot 38.5 \cdot 2}{3.14 \cdot 0.021 \cdot 240 \cdot 0.00091} = 21387$$

Определим коэффициент теплоотдачи к воде по формулам [42, с.49], пренебрегая поправкой $(Pr / Pr_{\text{ст}})^{0.25}$.

$$\alpha = \frac{\lambda}{d} \cdot 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4},$$

$$Pr = \frac{(c \cdot \mu)}{\lambda} = \frac{4182 \cdot 0.00091}{0.606} = 6.28$$

$$\alpha_2 = \frac{0.606}{0.021} \cdot 0.023 \cdot 21387^{0.8} \cdot 6.28^{0.4} = 4030 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Определим коэффициент теплоотдачи от паров бензола на вертикально расположенных пучке труб по уравнению [42, с.53]

$$\alpha = 3.78 \cdot \lambda \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot d_n \cdot n}{\mu \cdot G}},$$

где λ – коэффициент теплопроводности бензола, (Вт/м·К);

μ – динамический коэффициент вязкости бензола, (Па·с);

n – число труб, (шт).

$$\alpha_1 = 3.78 \cdot 0.129 \cdot \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0.025 \cdot 240}{0.000316 \cdot 0.6}} = 1346 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

Определим сумму термических сопротивлений в соответствии с таблицей 28, 31. [44, с.529, с.531] используя формулу (3.6)

$$\sum \delta = r_{\text{ст}} + r_{1\text{загр}} + r_{2\text{загр}}, \quad (3.6)$$

где

$r_{\text{ст}}$ – термическое сопротивление стенки трубы;

$r_{1\text{загр}}$ – термическое сопротивление со стороны воды;

$r_{2\text{загр}}$ – термическое сопротивление загрязнений со стороны бензола.

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0.002}{17.5} + \frac{1}{1860} + \frac{1}{11600} = 0.000738 \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$$

Определим коэффициент теплопередачи по формуле 3.7:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_2} + \sum \left(\frac{\delta}{\lambda} \right) + \frac{1}{\alpha_1}}, \quad (3.7)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{4030} + 0.000738 + \frac{1}{1346}} = 578 \frac{\text{Вт}}{(\text{м}^2 \cdot \text{К})}$$

Определим требуемую поверхность теплопередачи по формуле 3.8:

$$F_{\text{оп}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (3.8)$$

$$F_{\text{оп}} = \frac{1608100}{578 \cdot 53.9} = 51.6 \text{ м}^2$$

Конденсатор с длиной труб 3.0 м и поверхностью 57 м² подходит по таблице 2.9 [42, с.57] с запасом:

$$\Delta = \frac{(57.0 - 51.6) \cdot 100}{51.6} = 10.5 \%$$

3.6 Гидравлический расчёт

Рассчитаем гидравлическое сопротивление Δp_2 по формуле [42, с.69].

Скорость воды в трубах

$$\omega_2 = \frac{4 \cdot g \cdot z}{\pi \cdot d^2 \cdot n \cdot \rho_2}$$

$$\omega_2 = \frac{4 \cdot 38.5 \cdot 2}{3.14 \cdot 0.021^2 \cdot 240 \cdot 997} = 0.93 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

По формуле [42, с.69] рассчитаем коэффициент трения:

$$\lambda = 0.25 \cdot \left\{ \lg \frac{e}{3.7} + \frac{6.81}{Re_{mp}}^{0.9} \right\}^{-2},$$

где $e = \Delta/d$ – относительная шероховатость труб,

Δ – высота выступов шероховатостей (примем $\Delta = 0.2$ мм)

$$\lambda = 0.25 \cdot \left\{ \lg \frac{0.2 \cdot 10^{-3}}{0.021 \cdot 3.7} + \frac{6.81}{21387}^{0.9} \right\}^{-2} = 0.0405$$

Скорость воды в штуцерах определим по формуле 3.9:

$$\omega_{2ш} = \frac{4 \cdot g}{\pi \cdot d_{ш}^2 \cdot \rho_2}$$

$$\omega_{2ш} = \frac{4 \cdot 38.5}{3.14 \cdot 0.02^2 \cdot 997} = 1.3 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Гидравлическое сопротивление в трубном пространстве рассчитывается по формуле [42, с.69]:

$$\Delta p = \lambda \frac{Lz}{d} \cdot \frac{\omega_{тр}^2 \rho_{тр}}{2} + [2.5 \cdot (z - 1) + 2z] \cdot \frac{\rho_{тр} \omega_{тр}^2}{2} + 3 \frac{\rho_{тр} \omega_{тр.ш}^2}{2},$$

$$\Delta p = 0.0405 \frac{3 \cdot 2}{0.021} \cdot \frac{0.93^2 \cdot 997}{2} + 2.5 \cdot 2 - 1 + 2 \cdot 2 \cdot \frac{997 \cdot 0.93^2}{2} + 3 \frac{997 \cdot 1.3^2}{2} = 10319 \text{ Па}$$

Данные нужные для расчета представлены в таблице 14, 15.

Таблица 14 – Физические свойства бензола

Т, °С	μ, Па·с	ρ, кг/м ³	λ, Вт/(м·К)
80.2	0.000316	815	0.129

Таблица 15 – Физические свойства воды

Т, °С	μ, Па·с	ρ, кг/м ³	λ, Вт/(м·К)	С _р , Дж/кг
21.1	0.000910	997.3	0.60548	4182

3.7 Выбор вспомогательного оборудования

Теплообменник в котором происходит охлаждение и конденсация одной среды за счёт теплоты нагревания другой – называется конденсатор.

Есть факторы которые влияют на интенсивность теплопередачи в конденсаторе:

а) Скорость удаления конденсата с теплопередающей поверхности.

При конденсации пара жидкость собирается на теплопередающей поверхности плотной плёнкой, затрудняя дальнейшую конденсацию пара.

б) Скорость передвижения пара.

Если пар идет с большой скоростью, то и движение пленки жидкости увеличивается, значит она быстрее будет удаляется с теплопередающей поверхности, поднимая коэффициент теплопередачи.

в) Отложения на стенках труб.

Если рассматривать со стороны воды, то это может быть ржавчина или гидрофитный камень.

г) Скорость движения воды.

Коэффициент теплопередачи от стенки трубы к воде зависит от скорости холодного теплоносителя, значит, чем выше скорость, тем больше коэффициент теплопередачи.

Рассмотрим следующие теплообменники:

1. Горизонтальные кожухотрубные конденсаторы;
2. Вертикальные кожухотрубные конденсаторы;
3. Элементные конденсаторы;
4. Двухтрубные конденсаторы.

3.7.1 Кожухотрубный горизонтальный конденсатор

Теплообменный аппарат представляет собой корпус – кожух в виде горизонтальной трубы большого диаметра. Внутри аппарата расположены трубы малого диаметра. На рисунках 5, 6 представлена схема расположения трубок.

К корпусу, с каждой из торцевых сторон приварены трубные решетки из стали с отверстиями. Концы теплообменных труб развальцованы в каждом отверстии конденсатора. Решетки закрыты крышками из чугуна с перегородками. В передней крышке имеются отверстия для входа и выхода холодного теплоносителя. С другой стороны крышка герметически приварена [33].

Холодный теплоноситель подается спереди через входной отрезок трубы в нижней части крышки. Потом хладагент идет по трубному пространству первого хода. Дойдя до задней глухой крышки поток разворачивается в обратное направление и поступает в трубное пространство следующего хода. Количество ходов может быть от 2 до 12. В тот момент пока холодный теплоноситель идёт

по трубам он нагревается при помощи теплопередачи. Из верхнего патрубка передней крышки он выходит уже с температурой выше первоначальной.

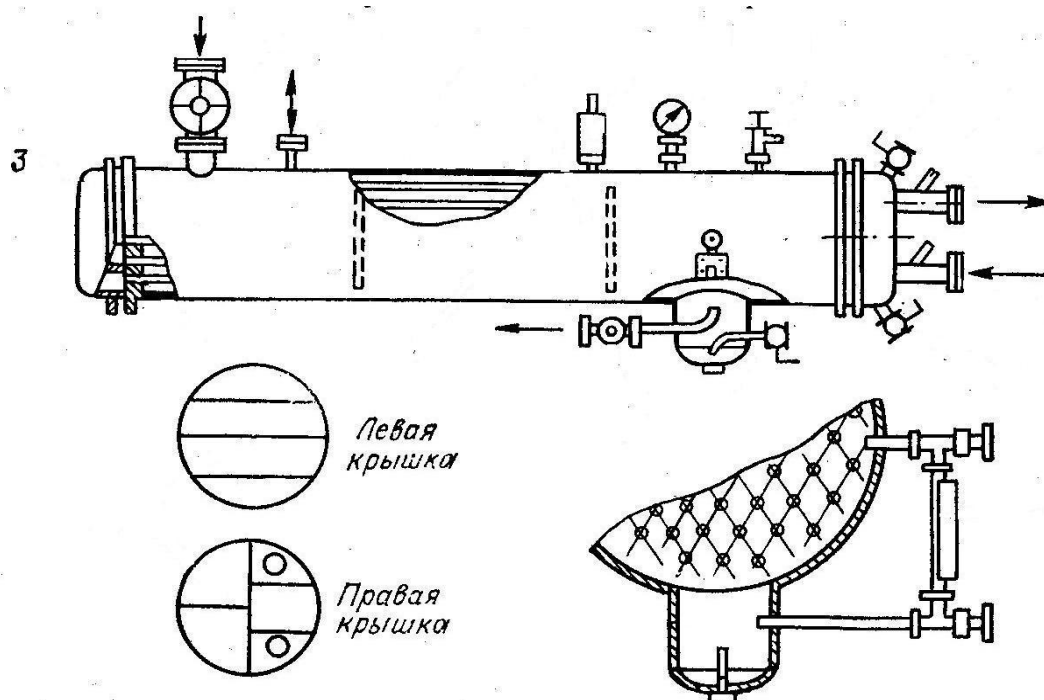
Парогазовая смесь после реактора поступает в верхнюю часть межтрубного пространства корпуса теплообменника. Конденсация происходит в тот момент, когда горячий теплоноситель соприкоснется с холодной поверхностью теплообменных труб. В нижнюю часть теплообменника стекает готовый конденсат и выводится из конденсатора через выходное отверстие [33].

Преимущества:

1. Высока интенсивность теплопередачи.
2. Гидравлическое сопротивление на низком уровне.
3. Возможность производить механическую чистку загрязненных деталей конденсатора.
4. Прост по конструкции.

Недостатки:

1. Большое гидравлическое сопротивление со стороны холодного теплоносителя.
2. Площадь под установку конденсатора надо выбирать ориентируясь под его расположение.
3. Отложение водяного камня.
4. Может быть утечка холодного теплоносителя через места развальцовки.



На рис. 4 Представлен горизонтальный кожухотрубный конденсатор.

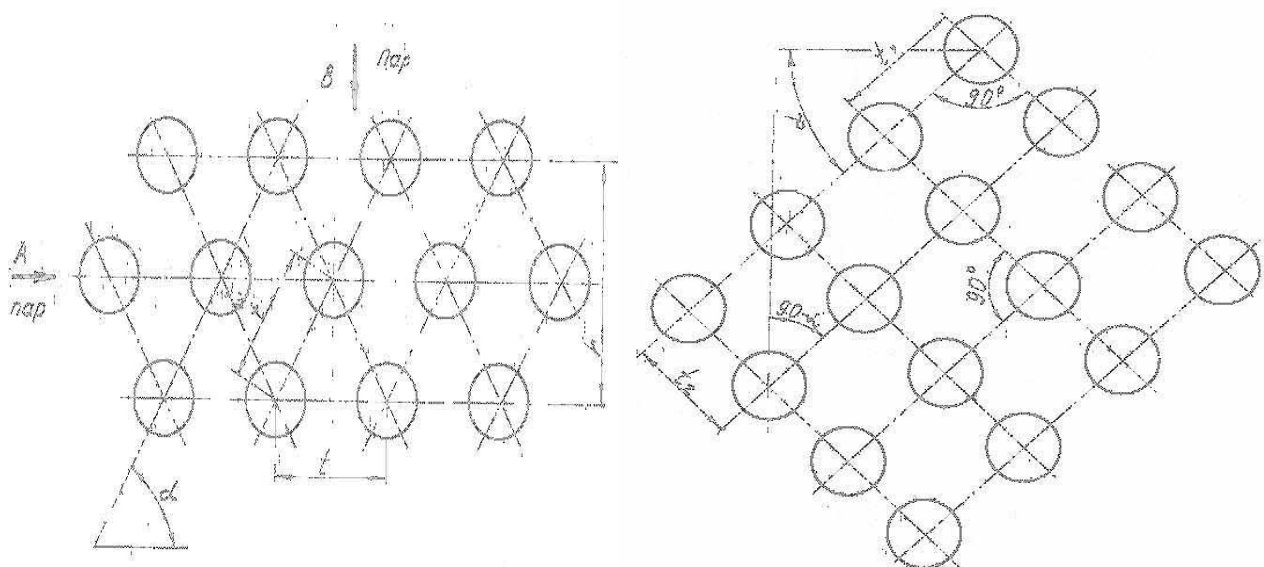


Рис.5 Разбивка трубок по треугольнику. Рис.6 Косая коридорная разбивка трубок.

3.7.2 Кожухозмеевиковый конденсатор

Рассмотрев детально кожухозмеевиковый конденсатор можно сказать, что это несколько видоизменённая копия кожухотрубного конденсатора. В конструкции одна съёмная трубная решетка. Фланец приваренный со стороны ре-

шетки соединяет её с кожухом. Вместо крышки приваривается сферическое дно. Концы труб располагают U – образным образом, что и отличает его от кожухотрубного теплообменника [33].

В сравнении с кожухотрубчатым горизонтальным конденсатором можно выделить такие преимущества:

1. Простой в изготовлении и эксплуатации.
2. При сборке не требуется большое количество крепёжных деталей и прокладочного материала.

Недостатки:

1. Сложность в очистке поверхности труб механическим способом.

На рисунке 7 представлен кожухозмеевиковый конденсатор.

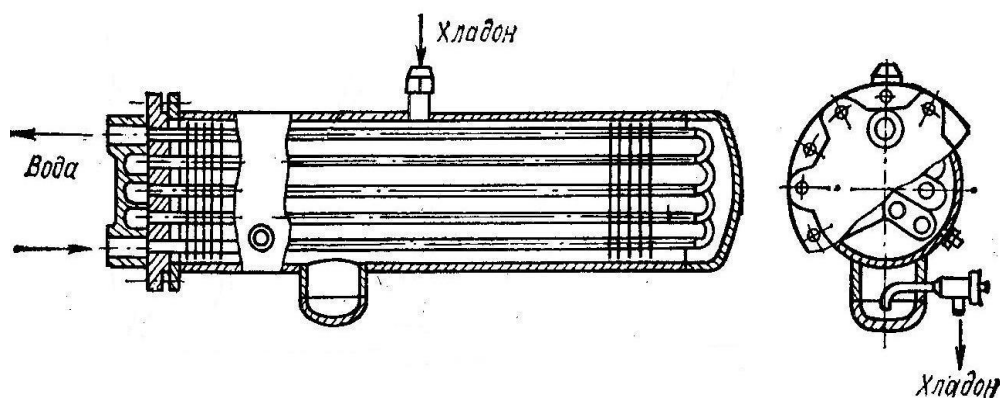


Рис.7 Кожухозмеевиковый конденсатор

3.7.3. Кожухотрубный вертикальный конденсатор.

Он имеет цилиндрический сварной кожух большого диаметра, расположенного вертикально. Две трубные решетки приварены в нижней части корпуса, в них развальцованы концы стальных труб. Вверху над кожухом устанавливается ёмкость для холодного теплоносителя, в виде бака внутри которого имеются вырезы для равномерного распределения воды.

На трубки надеты распределители в виде насадок – колпачков, по которым вода стекает по стенкам труб, не заполняя всего пространства. Это и есть небольшое отличие от кожухотрубного горизонтального конденсатора [33].

Пары горячего теплоносителя поступают через штуцер в верхнюю часть межтрубного пространства аппарата. Охлаждение происходит в момент соприкосновения с наружной вертикальной поверхностью теплообменных труб холодного теплоносителя, образуя конденсат. Жидкость стекает в нижнюю часть межтрубного пространства теплообменника и выводится из него через штуцер. Его положено установить выше нижней трубной решетки, чтобы предотвратить попадания масла в испаритель [33].

В водораспределительную ёмкость хладагент подаётся насосом. Из ёмкости вода через вертикальные стояки поступает к распределительным устройствам каждой теплообменной трубы. В бетонный резервуар, находящимся под конденсатором, идет винтообразный поток воды, стекающей под действием силы тяжести по трубному пространству. Этот резервуар так же является фундаментом теплообменника [33].

От горизонтального теплообменника в отличие можно назвать расположение кожуха и распределение воды.

Преимущества:

1. Ввиду вертикального расположения конденсатора, площадь установки небольшая.
2. Место установки аппарата может быть за пределами цеха.
3. Потери удельной энергии (напора) со стороны горячего и холодного теплоносителя не значительны.
4. Загрязнения можно удалять механически.

Недостатки:

1. Вероятность загрязнения в месте закручивания воды возле распределительных устройств.
2. Расположение конденсатора в вертикальном положении.
3. Риск утечки горячего теплоносителя через места развальцовки.

4. Сложность равномерного распределения воды по трубам.
5. Сложность в обслуживании и ремонте.

На рисунке 8 представлен кожухотрубный вертикальный конденсатор.

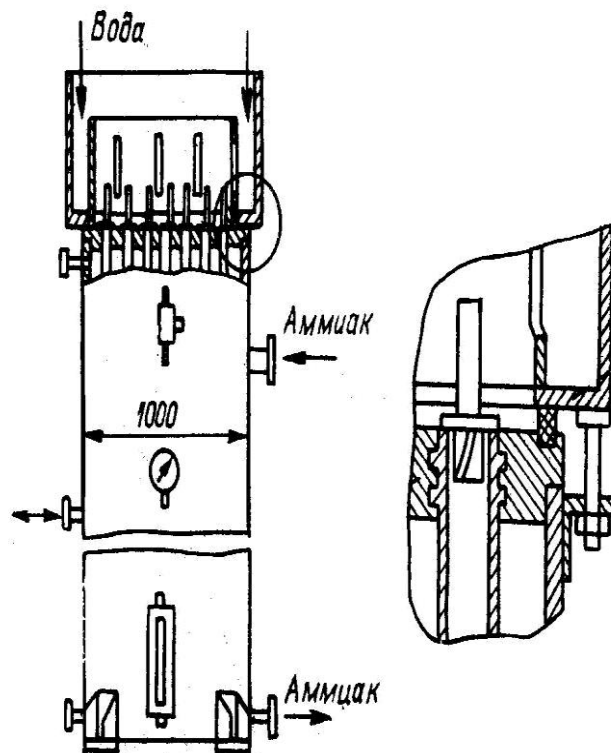


Рис.8 Кожухотрубный вертикальный конденсатор

4 АНАЛИТИЧЕСКИЙ КОНТРОЛЬ ПРОИЗВОДСТВА

Аналитическая служба – это целый комплекс исследований, которые необходимы для технологического процесса. Получая данные о химическом составе всех компонентов, которые необходимы для химического производства, складывается полная картина протекания технологического процесса [45].

Что входит в понятие «аналитический контроль производства» - это технический анализ. Он включает в себя применение на практике теории и методов анализа аналитической химии к определению состава конкретных компонентов какого-либо производства. Основная задача – это контроль технологического процесса [40].

При этом выдвигают следующие цели: изучение и оценка состава, управление составом.

Заводская лаборатория работает с другими службами завода и с такими организациями как научно-исследовательские институты.

Постоянно идет повышение требований к получению аналитической информации с технической позиции и роста экономики. Процесс контроля должен обладать непродолжительностью анализа, малым числом рабочей силы и экономией мощности, высокой избирательностью, безошибочностью и чувствительностью определения.

Этого можно достичь путём внедрения таких методов аналитического контроля как: механизация, инструментального метода анализа, автоматизации и использования ЭВМ.

4.1 Аналитический контроль технологического процесса

Аналитический контроль технологического процесса рассматриваемого производства представлен в таблице 16.

Таблица 16 – Аналитический контроль технологического процесса

№№ п/п	Продукт на анализ	Место уста- новки средств из- мерения	Контролируемые показатели	Место кон- троля (ГОСТ)	Норма	Частота контроля
1	2	3	4	5	6	7
1	Этилбен- зольная фракция	Трубопро- вод от насоса	1. Массо- вая доля, то- луола % не более		10	1 раз в смену
			2. Массо- вая доля этилбензола, диэтилбензо- лов		Не нор- мируется	1 раз в сутки
2	Возврат- ный бен- зол	Трубопро- вод от насоса	1. Массо- вая доля, бензола % не менее	ГОСТ 2706.2- – 74 МВИ 659 – 2002	98	1 раз в сутки
			2. Массо- вая доля, этилбензола % не более		0.81	
			3. Массо-		0.12	

			вая доля, углеводородов С – 9 не более				
			4. Массовая доля, толуола % не более		0.56		
3	Этилбензол - ректификакат	Трубопровод от насосов	1. Внешний вид	ГОСТ 9385 – 77 с изм. 1,2	Бесцветная прозрачная жидкость	1 раз в смену	
			Из резервуаров				2. Плотность при 20 °С, г/см ³
			3. Массовая доля этилбензола % не менее		99.8		
			4. Массовая доля, диэтилбензолов не более		0.0005		
4	Вода химическая загрязненная	Трубопровод от теплообменника	1. Массовая концентрация м/дм ³ , не более	МВИ 103 2002ПНД Ф14.1:2.5 7 – 96		1 раз в сутки, во время работы колон-	
			- бензола				25
			- этилбензола				10

			- стирола		10	ны
			- толуола		25	
			2.Массовая концентрация, органических веществ, мг/дм ³ , не более	ОСТ 38.01378 – 85	20	1 раз в сутки (сброс из конденсаторов испарителей)
5	Алкилат	Трубопровод от испарителя к колонне	Массовая доля этилбензола, %	Хроматограф VISTA - 2000	16 – 18	непрерывно
6	Этилбензол ректификаат	Трубопровод от насоса	Массовая доля диэтилбензола, не более	Хроматограф VISTA – 2000 поз. Q – 25030 [28]	50	непрерывно
7	Отдувки колонны	Трубопровод от вакуум - насоса	Массовая доля кислорода, % не более	Анализатор кислорода	0.01	непрерывно
8	Дистиллат колонны	Трубопровод от насоса	1.Массовая доля, % этилбензола, диметилцикло-	ГОСТ 2706.2 – 74	Не нормируется	1 раз в смену, при запуске колон-

			пентана, н – гептана, толу- ола			НЫ
			2.Массовая доля, % бен- зола		99.0	
9	Обратная оборотная вода	Трубопро- вод на вы- ходе из производ- ства	Массовая концентрация органических веществ, мг/дм ³	ОСТ 38.01378 – 85	отсут- ствие	1 раз в месяц
10	Обратная заголо- женная вода	Трубопро- вод на вы- ходе из производ- ства	Массовая концентрация органических веществ, мг/дм ³	ОСТ 38.01378 - 85	отсут- ствие	1 раз в месяц

5 ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Сточные воды

С точки зрения экологии рассматриваемого производства этилбензола следует отметить образование большого количества сточных вод.

Химически загрязнённые сточные воды при производстве этилбензола образуются при осушке бензола, осуществляемой методом азеотропной отгонки, при промывке неабсорбированного газа с целью очистки его от хлористого водорода, обработке реакционной массы водой с целью разложения катализаторного комплекса и отмывки продуктов разложения; при промывке реакционной массы водой с целью эвакуации продуктов нейтрализации. Кроме того, сточные воды образуются за счёт конденсата пароэжекционных вакуумных установок системы ректификации [31].

Количество сточных вод приведено в таблице 17.

Таблица 17 – Удельные количества сточных вод производства этилбензола

Сточные воды	Количество сточных вод в м ³ на 1 т этилбензола
1. От процесса разложения катализаторного комплекса	1.9
2. От промывки продуктов нейтрализации реакционной массы	1
3. От промывки неабсорбированного газа для очистки от хлористого водорода	0.1
4. От азеотропной осушки бензола	0.01
5. Конденсат от пароэжекционных вакуумных установок	0.03

Сточные воды содержат ароматические углеводороды – бензол, этилбензол, полиалкибензолы, продукты гидролиза хлористого алюминия, а также хлористый натрий, образующийся в процессе нейтрализации реакционной массы.

Состав сточных вод, образующихся в процессе производства этилбензола, приведён в таблице 18.

Таблица 18 – Характеристика сточных вод производства этилбензола

Показатель загрязнённости	Концентрация в мг/л
1. Бензол	700*
2. Этилбензол	300*
3. Полиалкибензолы	1000
4. Хлористый натрий	4270** / 11800
5. Хлористый кальций	0** / 5640
6. Соляная кислота	1350
7. Гидроокись алюминия	2900
8. ХПК	5000 – 6000
9. БПК	1300– 1400

*- концентрация ароматических углеводородов указана после предварительного отстоя от взвешенных углеводородов и находится в пределах растворимости.

** - в знаменателе указана концентрация хлоридов с учётом рециркуляции.

Очистку сточных вод производства этилбензола осуществляют в две стадии:

1. Путём отстаивания, дистилляции и нейтрализации. При этом часть воды (60 – 70 %), прошедших первичную очистку, используют в производстве для разложения катализаторного комплекса и промывки неабсорбированного газа.
2. Окончательное обезвреживание сточных вод производят биохимических методом в общем потоке химически загрязнённых сточных вод завода [31].

5.2 Газовые выбросы

Атмосфера подвергается загрязнению за счёт выбросов в неё различных газообразных веществ, которые, как правило, весьма агрессивны. К газообразным отходам производства относятся: газообразные продукты, выделяющиеся в ходе технологического процесса; воздух, применяемый для транспортировки продуктов, сушки, продувки осадков при фильтрации; газы удаляемые из системы при создании вакуума и т.д. Газообразные вещества могут содержать индивидуальные вещества или смеси, а также твердые частицы, влагу. В местах расположения основных цехов на территории химического завода, в течении процесса образуются отходящие газы с вредными примесями.

Одним из наиболее токсичных веществ, загрязняющих атмосферу, является оксид углерода CO, который активно взаимодействует с гемоглобином крови и уже при очень низких концентрациях снижает её способность переносить кислород [32]. Если концентрация содержания угарного газа в воздухе завышена, последует головокружение, потеря сознания, потеря координации.

Установленные в России ПДК некоторых веществ в воздухе приведены в таблице 19.

Таблица 19 – Предельно допустимые концентрации загрязняющих веществ в выбросах

Вещество	ПДК, г/м ³	
	максимально-разовая	среднесуточная
1. Бензол	1.5	0.8
2. Соляная кислота	0.2	0.2
3. Углерода оксид	3	1
4. Этилбензол	0.02	0.02
5. Этилен	0.3	0.03

Следовательно, надлежит делать доочистку отходящих газов чтобы вредные токсичные вещества не попадали в атмосферу воздуха.

Если глубже рассматривать этот вопрос, изучить разные методы очистки газов, в состав которых входят вредные вещества, то можно подобрать для каждого предприятия свой метод. Иногда, когда содержание токсичности примеси велико, более подходящим будет абсорбционный метод, суть которого в поглощении вредного (токсичного) компонента жидкостью. Есть метод более распространённый – адсорбционный метод, здесь идёт поглощение вредных примесей твердым веществом [39].

На рисунке 9 представлена адсорбционная установка.

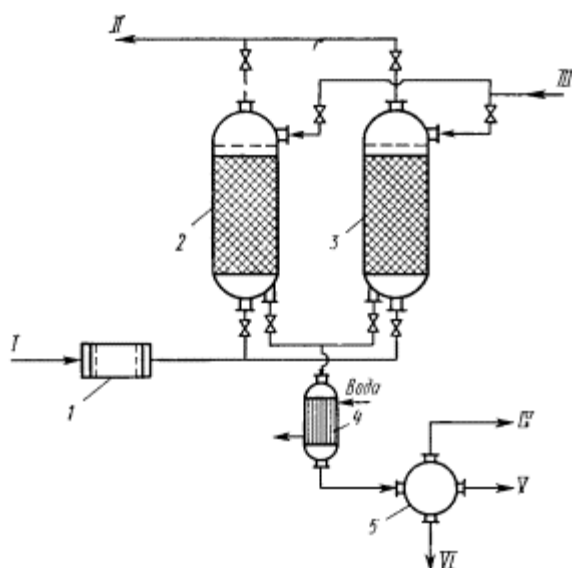


Рис. 9 Адсорбционная установка

1 — фильтр; 2, 3 — адсорберы; 4 — конденсатор; 5 — сепаратор; *I* — очищаемый газ; *II* — очищенный газ; *III* — водяной пар; *IV* — неконденсируемые пары; *V* — сконденсированный адсорбент в хранилище; *VI* — водный конденсат.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе представлена оптимизированная технологическая схема алкилирования бензола этиленом с получением этилбензола в присутствии безводного хлористого алюминия в качестве катализатора.

В работе подробно рассмотрен узел конденсации паров бензола и возврат конденсата в алкилатор. Таким образом достигается полнота использования исходного сырья.

Представлены сравнительные характеристики применяемых конденсаторов, теплообменного аппарата для реактора алкилирования.

Приведён полный расчёт материального и теплового баланса процесса алкилирования бензола этиленом.

Выполнен технологический расчёт горизонтального кожухотрубного конденсатора.

Даны характеристики исходного сырья, выхода продукции, а также вспомогательного оборудования процесса.

Представлена характеристика производства по взрыво – и пожароопасности.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Белов П. С. Основы технологии нефтехимического синтеза. М. : Химия, 1982. 280 с.
2. Способ получения этилбензола. Патент РФ №: 2267476, МПК: C07C, опубл. 10.01.2006.
3. Способ получения этилбензола. Патент РФ №: 2241694, МПК: C07C, опубл. 10.12.2004.
4. Способ получения этилбензола. Патент РФ №: 2559333, МПК: C07C, опубл. 10.08.2015.
5. Способ контроля ведения процесса получения этилбензола. Патент РФ №: 2110507, МПК: C07C, опубл. 10.05.1998.
6. «Сибур» планирует построить в Перми новое производство этилбензола. <http://rosinvest.com/novosti/306147> (дата обращения 19.04.2018).
7. ИТС 18 – 2016. Производство основных органических химических веществ. Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям производства основных органических химических веществ.
8. Лебедев Н. Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. М. : Химия, 1988. 592 с.
9. Герзелиев И., Мячин С. Этилбензол по-русски. // The Chemical Journal (Химический журнал). 2009. № 8. с.32-35.
10. Perego, C. Combining alkylation and transalkylation for alkylaromatic production / C. Perego, P. Ingallina // Green Chem. 2004. № 6. 274 p.
11. Kirk – Othmer. Encyclopedia of Chemical Technology. 3rd Edition. See article «Phenol». Vol. 17. P. 373.
12. Кирпичников П. А., Береснев В. В., Попова Л. М. Альбом технологических схем основных производств промышленности синтетического каучука : учеб. пособие для вузов. Л. : Химия, 1986. 224 с.
13. Тимофеев В. С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза : учеб. пособие для вузов / В. С. Тимофеев, Л. А. Се- рафимов. М. : Высшая школа, 2003. 536 с.

14. Гутник С. П., Сосонко В. Е., Гутман В. Д. Расчеты по технологии органического синтеза. М. : Химия, 1988. 272 с.
15. Б. Т. Брукса, С. С. Куртица, С. Е. Бурда, Л. Шмерлинга Химия углеводородов нефти. М. : Гостоптехиздат, 1959.
16. Азингер, Ф. Химия и технология моноолефинов. : пер. с нем. / Ф. Азингер. М. : Гостоптехиздат, 1960.
17. Левенец Т. В. Основы химических производств : учеб. пособие / Т. В. Левенец, А. В. Горбунова, Т. А. Ткачева. – Оренбург : ОГУ : ЭБС АСВ, 2015. – 121 с. : ил. - ISBN 978-5-7410-1292-5.
18. Гудков С. Ф. Переработка углеводородов природных и попутных газов. М. : Гостоптехиздат, 1960.
19. Полоцкий С. М., Железов В. А., Дунюшкина Р. Е. Чистая продукция: опыт нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М. : Химия, 1990. 144 с.
20. Исляйкин М. К. Теория химико – технологических процессов органического синтеза : механизмы органических реакций : учеб. пособие / М. К. Исляйкин ; Иван. гос. хим. – технол. ун-т. – Иваново: [ИГХТУ], 2016. 129 с.
21. Lee S. Encyclopedia of Chemical Processing., CRC Press. 2005. P. 3291
22. Адельсон С. В., Вишнякова Т. П., Паушкин Я. М. Технология нефтехимического синтеза. М. : Химия, 1985. 608 с.
23. Гольдштейн Р. Химическая переработка нефти / перевод с англ. М. : изд – во иностр. лит., 1961. 423 с.
24. Рейсхфельд В. О., Еркова Л. Н. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетического каучука. Л. : Химия, 1974. 440 с.
25. Потехин В. М. Химия и технология углеводородных газов и газового конденсата : учебник / В. М. Потехин. – Санкт – Петербург: ХИМИЗДАТ, 2016. – 560 с. : ил. – (в 2 – х ч.). – ISBN 978-5-93808-261-8.
26. Липович В. Г., Полубенцева М. Ф. Алкилирование ароматических углеводородов. М. : Химия, 1985. 272 с.

27. Я. С. Амиров, Д. Ф. Варфоломеев, Р. Х. Мухутдинов, В. Е. Тищенко Рациональное использование нефтехимии и охрана окружающей среды. У. : Башкирское книжное издательство, 1979. 116 с.
28. Технологический регламент производства этилбензола [Электронный ресурс] URL: <http://gendocs.ru/v14503/cc42/> (дата обращения: 25.05.2018).
29. Справочник «Пожаро – взрывоопасность веществ и материалов и средств их тушения» книги 1.2 / под ред. А. Н. Баратова, А. Я. Корольченко. М. : Химия, 1990.
30. Справочник вредных веществ в промышленности. В трех томах / под. ред. Н. В. Лазарева, Э. Н. Левиной. Л. : Химия, 1976.
31. Жуков А. И., Демидов Л. Г., Монгайт И. Д., Родзиллер И. Д. Канализация промышленных предприятий. Учебник. М. : Стройиздат, 1969. 374 с.
32. Защита окружающей среды от техногенных воздействий : учеб пособие / под ред. Г.Ф. Невской. М. : изд – во МГУ, 2003.
33. Мещеряков Ф. Е. Основы холодильной техники и холодильной технологии М. : Пищевая промышленность, 1975. 559 с.
34. Ляпков А. А. Технология производств очистки промышленных выбросов. Томск : изд-во ТПУ, 2002. 254 с.
35. Кельцев И. В. Основы адсорбционной техники. М. : Химия, 1984. 592 с.
36. Страус В. Промышленная очистка газов. М. : Химия, 1981. 616 с.
37. Nan M., Lin S. Theor. Fund. Chem. Eng. 2000, 36 (3), pp. 259 – 263.
38. Рид Р., Щервуд Т. Свойства газов и жидкостей. Л. : Химия, 1971. 704 с.
39. Семенова Т. А., Лейтес И. Л., Аксерольд Ю. В. Очистка технологических газов / под ред. канд. хим. наук Семеновой Т.А. и канд. хим. наук Лейтеса И. Л.. М. : Химия, 1977. 488 с.
40. Посыпайко В. И. Химические методы анализа: учеб. пособие для хим. – технол. вузов / В. И. Посыпайко, Н. А. Козырева, Ю. П. Логачева. М. : Высшая школа, 1989. 448 с.
41. Xiaoping Sun. Organic Mechanisms : Reactions, Methodology, and Biological Applications, Wiley, 2013. - 432 p.

42. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по проектированию / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. Под ред. Ю. И. Дытнерского. М. : Химия, 1991. 496 с.
43. Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения : Каталог. М. : ЦИНТИнефтемаш, 1982. 32 с.
44. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. Л. : Химия, 1987. 587 с.
45. Шаевич А. Б. Аналитическая служба как система. М. : Химия, 1981.