

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет имени
К.И. Сатпаева

Институт химических и биологических технологий
Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»

Абенов Нурлан Садуакасулы

«Проектирование установки по получению этилбензола»

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
к дипломному проекту

Специальность 5В072100 – Химическая технология органических веществ

Алматы 2021

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет имени
К.И. Сатпаева

Институт химических и биологических технологий
Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»
Абенов Нурлан Садуакасулы

ДОПУЩЕН К ЗАЩИТЕ

Заведующий кафедрой
«Химическая и
биохимическая инженерия»
Ph.D., ассоциированный профессор



Х.С. Рафикова
«18» мая 2021 г

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

к дипломному проекту

«Проект установки получения этилбензола»

по специальности 5В072100 – Химическая технология органических веществ

Выполнил выпускник



Н.С. Абенов

Научный руководитель



м.т.н., лектор М.Е. Нурсултанов

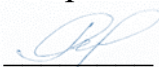
Алматы 2021

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН
Казахский национальный исследовательский технический университет имени
К.И. Сатпаева

Институт химических и биологических технологий
Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»
5B072100 – Химическая технология органических веществ

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой
«Химическая и
биохимическая инженерия»
PhD доктор, ассоц. Профессор

 Х.С.Рафикова

«09» апреля 2021 г.

**ЗАДАНИЕ
на выполнение дипломной работы**

Обучающемуся Абенов Нурлан Садуакасулы

Тема: «Проект установки получения этилбензола»
(тема дипломной работы)

Утверждена приказом Ректора Университета № 491–б от "09" апреля 2020 г. .

Срок сдачи законченной работы "16" мая 2021г.

Исходные данные к дипломной работе: Производительность 792 т/г

Краткое содержание дипломной работы:

- 1) Литературный обзор
- 2) Технологический раздел
- 3) вопросы безопасности жизнедеятельности и охраны труда
- 4) расчет экономической эффективности разработки

Перечень графического материала: Технологическая схема; Схема основного аппарата; Схема автоматизации; План расположения оборудования. Представлены 13 слайдов презентации работы

Рекомендуемая основная литература: из 19 наименований 10 основных и 9 дополнительных.



ГРАФИК


подготовки дипломной работы (проекта)

Наименование разделов, перечень разрабатываемых вопросов	Сроки представления научному руководителю	Примечание
Основная часть. Литературный обзор	29 Март	Выполнены
Технологический раздел	28 Апрель	Выполнены
Расчетный раздел	15 Май	Выполнены
Графический раздел	28 Май	Выполнены

Подписи

консультантов и нормоконтролера на законченный дипломный проект с указанием относящихся к ним разделов проекта

Наименования разделов	Консультанты, И.О.Ф. (уч. степень, звание)	Дата подписания	Подпись
Научный руководитель	М.Е. Нурсултанов, магистр тех. наук, лектор	16.05.2021 г.	
Нормоконтролер	А.Т. Хабиев, PhD доктор, ассоц. профессор	15.05.2021 г.	

Научный руководитель _____  _____ Нурсултанов М.Е.

Задание принял к исполнению обучающийся _____  _____ Абенев Н.С.

АННОТАЦИЯ

Работа содержит: 47 стр., 6 рис., 15 табл., 19 использованных источников.

Ключевые слова: Этилбензол, Алкилатор, Бензол, Стирол, Хлорид алюминия

Цель проекта: Производство этилбензола алкилированием бензола.

Использованные методы и аппаратуры: Для создания чертежа использована программа AutoCAD

Результаты проекта: Процесс алкилирования хлоридом алюминия.

Практическое использование: Увеличение площади контакта газа с жидкостью.

АНДАТПА

Есеп берудің мазмұнында: 47 бет, 6 сурет, 15 кесте, 19 пайдаланылған әдебиет.

Түйінді сөздер: Этилбензол, алкилатор, бензол, стирол, алюминий хлориді.

Жобаның мақсаты: Бензол алкилдеу арқылы этилбензол өндірісі.

Қолданылған әдістер мен аппаратуралар: Графикалық сызбаларға AutoCad программасы қолданылды.

Жобаның нәтижелері: Алюминий хлоридімен алкилдеу процесі.

Практикалық қолданылуы: Газдың сұйықтықпен жанасу аймағының ұлғаюы.

ANNOTATION

The work contains: 47 pp., 6 fig., 15 tab., 19 sources used.

Key words: Ethylbenzene, Alkylator, Benzene, Styrene, Aluminum Chloride.

Project goal: Ethylbenzene production by benzene alkylation.

Methods and equipment used: AutoCAD was used to create the drawing.

Project results: Alkylation process with aluminum chloride.

Practical use: Increase in the area of contact of gas with liquid.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	9
1 Литературный обзор	10
1.1 Физико-химические свойства этилбензола	10
1.2 Способы получения этилбензола	11
2 Технологическая часть	13
2.1 Технология алкилирования ароматических углеводородов	13
2.2 Сырье	14
2.3 Технологическая схема производства	14
2.4 Описание основного оборудования	16
2.5 Материальный и тепловой баланс	19
3 Механический расчет	28
3.1 Назначение, устройство и основные размеры и определение числа алкилаторов	28
4 Охрана труда и техника безопасности	29
4.1 Организация службы техники безопасности	29
4.2 Требования к устройству территории и производственных помещений	30
5 Охрана окружающей среды	33
5.1 Нефтеперерабатывающие заводы как источник загрязнения среды	33
5.2 Производственные сточные воды на НПЗ	34
6 Техничко – экономические показатели процесса	36
6.1 Расчет капитальных затрат	36
6.2 Организация производства	36
6.3 Расчет годового фонда заработной платы основных производственных рабочих	38
6.4 Основные технико-экономические показатели	41
Заключение	42
Список использованной литературы	43
Приложение А Технологическая схема получения этилбензола	
Приложение Б Аппарат	
Приложение В Автоматизация и управление технологической схемой	
Приложение Г Генеральный план	

ВВЕДЕНИЕ

Известно, что процесс производства этилбензола является важным звеном в современном нефтехимическом синтезе. Этилбензол служит сырьем для получения стирола, одного из основных мономеров для производства каучуков и пластиков. Более 90% всего производимого этилбензола перерабатывается в стирол. В общемировой структуре получение этилбензола занимает первое место, его мировая выработка составляет около 28,6 млн.т в год. Ежегодный прирост рынка этилбензола составляет около 4-5%. На рисунке 1 приведена доля этилбензола в продуктах производных бензола.

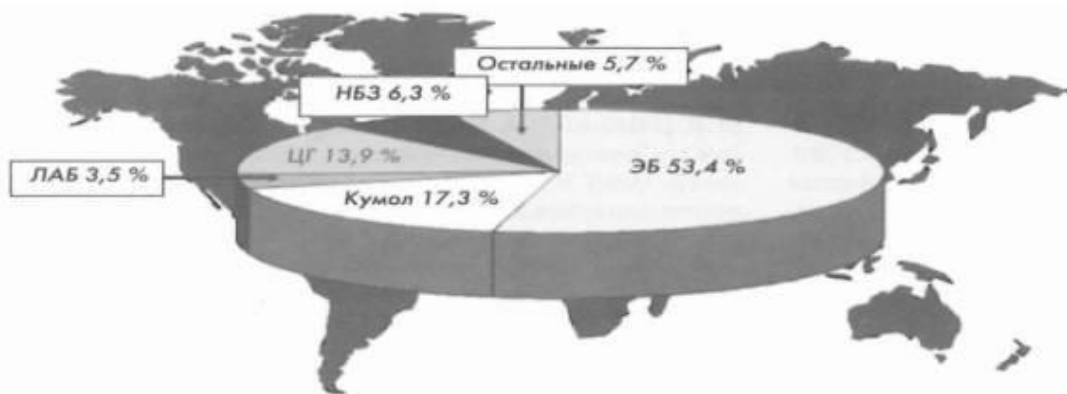


Рисунок 1 - Доля этилбензола в продуктах производных бензола

В странах мира, особенно в азиатских странах, наблюдается активный рост объемов строительства и ввода в эксплуатацию нефтехимических производств. Это объясняется не только повышением спросом на нефтехимическую продукцию и расширением возможностей ее применения, но экономической привлекательностью глубокой переработки углеводородного сырья. В этом отношении Республика Казахстан, активно развивающий экономику и промышленный потенциал, имеет ряд явных преимуществ, который может и должен обеспечить успешное строительство нефтехимических комплексов мирового уровня, основными аргументами для этого является следующее:

- существуют достаточные ресурсы сырья (нефти и газа). Будут использованы природные и попутные газы, освоения месторождений в различных регионах Республики Казахстан (Тенгиз, Каспий), в которых фракция, содержащая этан, составляет от 13 до 16% и выше от общего объема газа, что является основным экономическим и технологическим преимуществом для производства этилена - базового нефтехимического продукта;

- этилен может быть использован для производства широкого спектра нефтехимической продукции, но наиболее экономический выгодным для Республики Казахстан, будет выпуск полиэтилена и полипропилена различных марок, стирола и полистирола, этиленгликоля и этилбензола и другой продукции свыше 20 наименований;

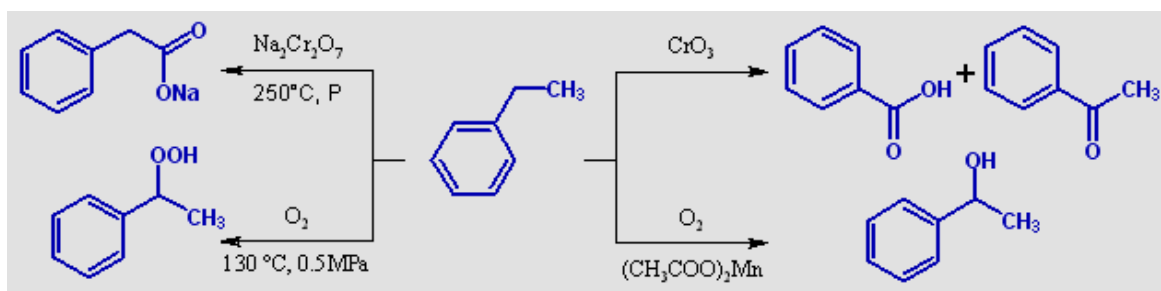
1 Литературный обзор

1.1 Физико-химические свойства этилбензола

Этилбензол $C_6H_5CH_2CH_3$ - бесцветная, прозрачная, горючая жидкость с запахом, напоминающим запах бензола. Смешивается с бензолом, толуолом, гексаном, петролейным эфиром, хлороформом, четыреххлористым углеродом и многими другими органическими растворителями. Практически не растворим в воде (0.014% по массе при 15°C).

Обладает свойствами органических соединений. Взаимодействие с галогенами Cl_2 и Br_2 в газовой фазе при повышенных температурах или при освещении протекает по свободно-радикальному механизму с образованием 1-галогенэтил- и 2-галогенэтилбензолов. При реакции в жидкой фазе образуется набор орто- и пара- замещенных производных. Нитруется этилбензол аналогично толуолу, в результате взаимодействия получают моно-, ди- и тринитрозамещенные аддукты [3].

При окислении этилбензола в зависимости от природы окислителя образуются различные продукты:



Так, при действии оксидом хрома(VI) или разбавленной азотной кислотой образуется ацетофенон и бензойная кислота; под действием дихромата натрия при повышенном давлении и температуре 250°C за этилбензол один час превращается в натриевую соль фенилуксусной кислоты с выходом 89%; жидкофазное окисление кислородом в присутствии ацетата марганца приводит к α -фенилэтиловому спирту; при окислении кислородом воздуха при 130°C получается гидроперекись.

Этилбензол дегидрируется 580-650°C в вакууме в присутствии катализатора (Fe_2O_3 , промотированный CrO_3 , либо V_2O_5 , либо KOH), превращаясь в стирол.



Этилбензол содержится в незначительных количествах в сырой нефти и продуктах каталитического риформинга нефтяных фракций, однако в промышленных масштабах его получают путем алкилирования бензола этиленом. Реакцию проводят при температуре 400-450°C в присутствии хлорида алюминия $AlCl_3$ в качестве катализатора.

Применение:

- подавляющее количество всего производимого этилбензола подвергается дальнейшему дегидрированию с целью получения стирола;
- как неполярный растворитель, в том числе для красок;
- для синтеза α -фенилэтанола, применяемого в парфюмерной промышленности;
- ранее использовался в качестве высокооктановой добавки к моторному топливу. В последнее время в этом качестве практически не используется [5].

Этилбензол содержится в нефти и продуктах коксования углей. Из нефтяных фракций, выкипающих до 360°C , получают различные виды топлив (бензины, топлива для реактивных и дизельных двигателей), сырьё для нефтехимического синтеза (бензол, этилбензол, ксилолы, этилен, пропилен, бутадиены), растворители и др.

В лабораторном органическом синтезе наиболее широко для получения жирноароматических углеводородов путём восстановления соответствующих кетонов применяется реакция Клемменсена. Например, из ацетофенона с выходом 80% получается этилбензол [6].

1.2 Способы получения этилбензола

Стирол является одним из важнейших мономеров для производства синтетических каучуков и пластических масс. Дегидрирование алкилароматических соединений имеет большое промышленное значение для получения стирола и его гомологов. При этом стадия дегидрирования завершает двухстадийный процесс, который начинается с алкилирования бензола олефином:



Синтез этилбензола алкилированием бензола этиленом осуществляют, применяя катализаторы на основе хлорида алюминия, фторида бора, фосфорной кислоты или цеолитов. Использование низких концентраций катализатора позволяет проводить процесс в жидкой фазе (катализатор суспензирован или растворен). Этот способ используют в России. Процесс проводят при $140\text{--}200^{\circ}\text{C}$ и давлении 0,3-1,0 Мпа. В оптимальных условиях проведения процесса селективность получения этилбензола 99%. При проведении процесса очень важно не допускать избытка этилена в реакторе, так как это приводит к образованию диэтил- и полиэтилбензолов. Расход AlCl_3 составляет 0,25 г на тонну этилбензола. Алкилирование бензола олефинами – типичная реакция электрофильного замещения.

2) стадия дегидрирования этилбензола:



Процесс проводят в присутствии катализатора. Наибольшее применение нашли катализаторы на основе оксида железа. Оптимальная температура при работе на этих катализаторах – 600-630 °С, равновесный выход стирола не превышает 40-50 %. Для более полного превращения этилбензола в стирол понижают парциальное давление паров этилбензола, разбавляя его водяным паром (масс. отн. водяной пар : этилбензол 2,5-3 :1).

Примерно 70% стирола используется в производстве полистирола и пенополистирола. Из стирола также получают различные сополимеры: акрилонитрил-бутадиен-стирол (АБС) – 9%, стирол-акрилонитрил (САН) – 1%, стирол-бутадиеновый каучук – 5%. Основное применение блоксополимеры находят в производстве обуви и адгезивов. Используются они также в асфальтовых смесях вместе с резиновой крошкой, полученной из вышедших из эксплуатации изделий. Подобный материал с улучшенными свойствами используется и как дорожное покрытие и как кровельный материал. Сополимеры этилен-бутилен-стирол и этилен-пропилен-стирол характеризуются широкой областью применения – от электроники и строительства до игрушек, бытовых изделий, мебельного производства. Все эти изделия длительное время выдерживают температуру до 110 °С, а также обладают повышенной стойкостью к воде, растворителям, кислотам, щелочам, средствам химической чистки. Ударопрочный АБС сополимер используют для интерьеров, облицовки холодильников, рефрижераторов [7].

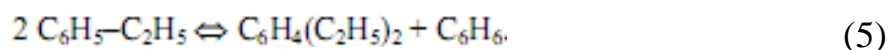
2 Технологический раздел

2.1 Технология алкилирования ароматических углеводородов

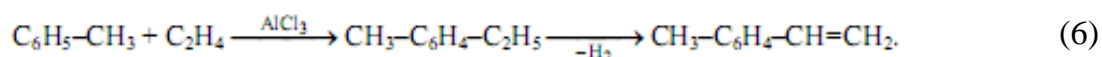
К наиболее многотоннажным продуктам, вырабатываемым алкилированием ароматических соединений, относятся этил- и изопропилбензол.

Этилбензол $C_6H_5-C_2H_5$ – бесцветная жидкость, кипящая при $136\text{ }^\circ\text{C}$. Его практическое значение состоит почти исключительно в дальнейшем превращении в стирол $C_6H_5-CH=CH_2$, являющийся одним из важнейших мономеров для выработки пластических масс и синтетического каучука. Наиболее дешевый этилбензол получают, выделяя его из ксилольной фракции продуктов риформинга или пиролиза, где он содержится в количестве 10-15 %; основная же масса этилбензола производится алкилированием бензола этиленом [12].

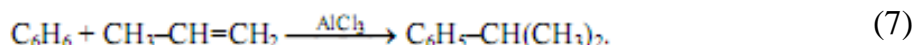
Диэтилбензол $C_6H_4(C_2H_5)_2$, побочно образующийся при этой реакции и представляющий собой смесь мета- и пара- изомеров, приобрел значение для получения дивинилбензола $C_6H_4(CH=CH_2)_2$ – ценного мономера для выработки ионообменных смол. Диэтилбензол лучшего качества получается, однако, переалкилированием этилбензола с $AlCl_3$:



Аналогично этилбензолу, алкилированием толуола производят этилтолуол, а из него дегидрированием – винилтолуол:



Изопропилбензол $C_6H_5-CH(CH_3)_2$, иначе называемый кумолом, представляет собой бесцветную жидкость (= кип $t\ 152,5^\circ\text{C}$). Его получают алкилированием бензола пропиленом:



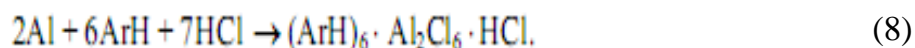
Первоначально изопропилбензол применяли в качестве высокооктановой добавки к моторным топливам, а в настоящее время основным его потребителем является химическая промышленность. Изопропилбензол перерабатывают в α -метилстирол $C_6H_5-C(CH_3)=CH_2$,

являющийся мономером для синтетического каучука, и в изопропилфенилгидропероксид $C_6H_5-C(CH_3)_2-OOH$, из которого получают фенол и ацетон. Алкилбензолы с достаточно длинной алкильной группой являются промежуточными продуктами для выработки поверхностно-активных и моющих веществ типа сульфонолов $RC_6H_4SO_2ONa$, которые получают при дальнейшем сульфировании алкилбензолов и нейтрализации [12].

2.2 Сырье

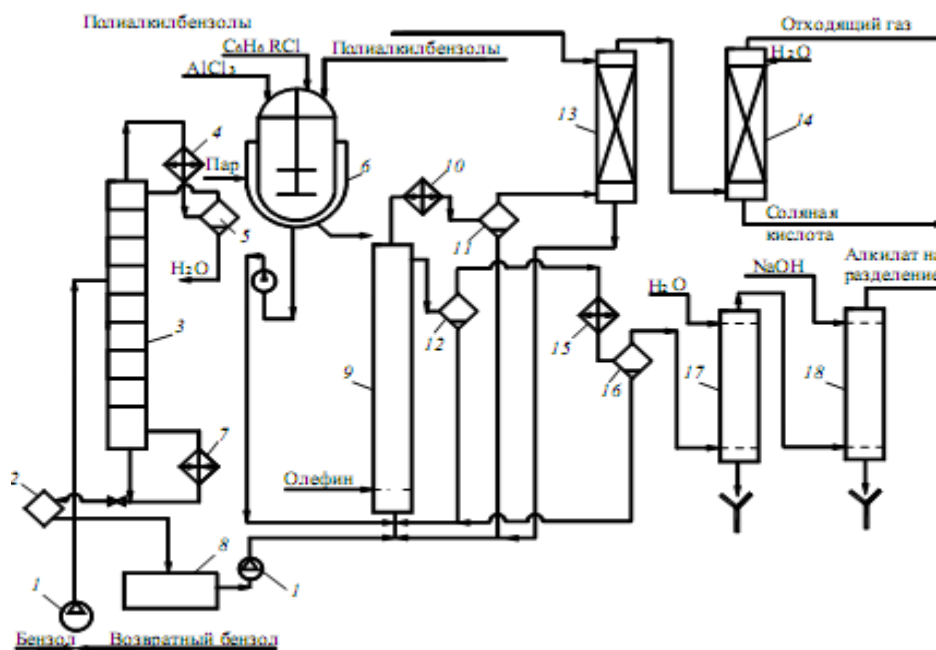
Технический бензол или другой ароматический углеводород, применяемый для алкилирования, нужно предварительно осушать, для чего используют отгонку воды в виде азеотропной смеси с ароматическим углеводородом (бензол или толуол). При такой азеотропной осушке содержание влаги снижается до 0,002-0,005 %. Фракции низших олефинов поступают с газоразделительных установок пиролиза или крекинга достаточно сухими, но нередко содержат различные примеси, ведущие к повышенному расходу реагентов и катализатора, а также к образованию побочных веществ, от которых иногда трудно очистить целевой продукт (C_2H_2 или его гомологи, бутadiен-1,3, другие олефины). Нередко очистку фракций от этих веществ не проводят, допуская наличие 2-3 % (об.) указанных примесей. Более тонкая очистка фракций от ненасыщенных веществ для алкилирования не требуется, что в еще большей степени относится к примесям парафинов. Оптимальная степень очистки фракций должна определяться экономическими расчетами [14].

Хлорид алюминия поступает на реакцию в виде жидкого каталитического комплекса, который готовят в аппарате с мешалкой при небольшом нагревании из технического $AlCl_3$, диэтилбензола или примерно равных количеств бензола и диалкилбензола (только из бензола комплекс не получается) с небольшой добавкой хлорпроизводного (например, C_2H_5Cl) или, иногда, воды. При наличии на предприятии безводного HCl его тоже можно использовать для получения комплекса. Можно готовить комплекс из отходов металлического алюминия, ароматических углеводородов и безводного HCl :



2.3 Технологическая схема производства

На рисунке 1 изображена технологическая схема производства этил- или изопропилбензола алкилированием бензола газообразным олефином в присутствии $AlCl_3$.



1-насос; 2 – теплообменник; 3 – колонна осушки бензола; 4, 10 – конденсаторы; 5 – сепаратор; 6 – аппарат для получения каталитического комплекса; 7 – кипятильник; 8 – сборник; 9 – алкилатор; 11 – газоотделитель; 12, 16 – сепараторы; 13 – абсорбер; 14 – водяной скруббер; 15 – холодильник; 17, 18 – промывные колонны

Рисунок 2 – Технологическая схема производства этилбензола

Свежий бензол вместе с бензолом, возвращенным со стадии разделения, поступает в колонну 3, предназначенную для осушки бензола азеотропной ректификацией. Низкокипящая азеотропная смесь бензола с водой конденсируется в конденсаторе 4 и разделяется в сепараторе 5 на два слоя. Воду с растворенным в ней бензолом отводят (ее можно использовать для промывки реакционной массы), а бензольный слой стекает на верхнюю тарелку колонны 3, создавая орошение. Осушенный бензол из куба колонны 3 в теплообменнике 2 подогревает бензол, идущий на осушку, и попадает в сборник 8, откуда насосом непрерывно закачивается в алкилатор 9.

Каталитический комплекс готовят в аппарате 6 с мешалкой и рубашкой для обогрева паром. В него загружают полиалкилбензолы (ПАБ) или смесь бензола и полиалкилбензола (примерно в отношении 1:1) и хлорид алюминия (1 моль на 2,5-3,0 моль ароматических углеводородов), после чего при нагревании и перемешивании подают хлорпроизводное. Приготовленный комплекс периодически вводят в алкилатор.

Реакция проводится в колонне-алкилаторе 9 с горячим сепаратором 12 для отделения каталитического комплекса и обратным конденсатором 10 для возвращения испарившегося бензола и отвода тепла. Олефин поступает в низ колонны, предварительно проходя расходомер. Бензол из емкости 8 поступает в низ алкилатора, как и конденсат из конденсатора 10.

Газы, отходящие после конденсатора 10, содержат значительное количество паров легколетучего бензола (особенно при использовании разбавленных фракций олефинов). Для улавливания бензола эти газы направляют в абсорбер 13, который орошается полиалкилбензолами, выделенными из реакционной массы на стадии разделения. Собирающийся в нижней части абсорбера раствор бензола в полиалкилбензолах поступает в реакционный аппарат 9 для переалкилирования. Газы после абсорбера 13 промывают водой в скруббере 14 для удаления HCl и выводят в атмосферу или используют в качестве топочного газа.

Углеводородный слой, отбираемый после сепаратора 12, состоит из бензола, моно- и полиалкилбензолов. В нем присутствуют также в небольшом количестве другие гомологи бензола, получившиеся за счет примесей олефинов в исходной фракции или путем частичной деструкции алкильной группы под действием $AlCl_3$. При синтезе этил- и изопропилбензолов реакционная масса содержит 45-55 % бензола, 35-40 % моноалкилбензола, 8-12 % диалкилбензола и до 3 % более высокоалкилированных соединений, побочных продуктов и смол. Вся эта смесь проходит водяной холодильник 15 и дополнительно отстаивается в холодном сепараторе 16, откуда каталитический комплекс периодически возвращают в алкилатор.

Алкилат направляют после этого на очистку от растворенного хлорида водорода и хлорида алюминия. С этой целью смесь промывают в системе противоточных колонн 17 и 18 вначале водой, а затем – водной щелочью. Нейтрализованная смесь углеводородов (алкилат) поступает на ректификацию.

Продукты реакции разделяют в нескольких непрерывно действующих ректификационных колоннах (на рисунке не показаны). В первой отгоняют бензол и воду, растворившуюся в углеводородах на стадии промывки. В следующей колонне в вакууме отгоняют фракцию, содержащую главным образом целевой продукт, но с примесью ближайших гомологов бензола.

Ее подвергают затем дополнительной ректификации с выделением технического этил- или изопропилбензолов. Кубовая жидкость второй колонны содержит полиалкилбензолы с примесью продуктов осмоления, которые образуются под действием $AlCl_3$. Полиалкилбензолы отгоняют в вакууме от смол и используют для абсорбции бензола из отходящих газов и приготовления каталитического комплекса. Через эти промежуточные операции полиалкилбензолы снова возвращают в аппарат 9, где их подвергают деалкилированию. Выход целевого продукта с учетом всех потерь достигает 94-95 % при расходе 5-10 кг $AlCl_3$ на 1 тонн моноалкилбензола.

2.4 Описание основного оборудования

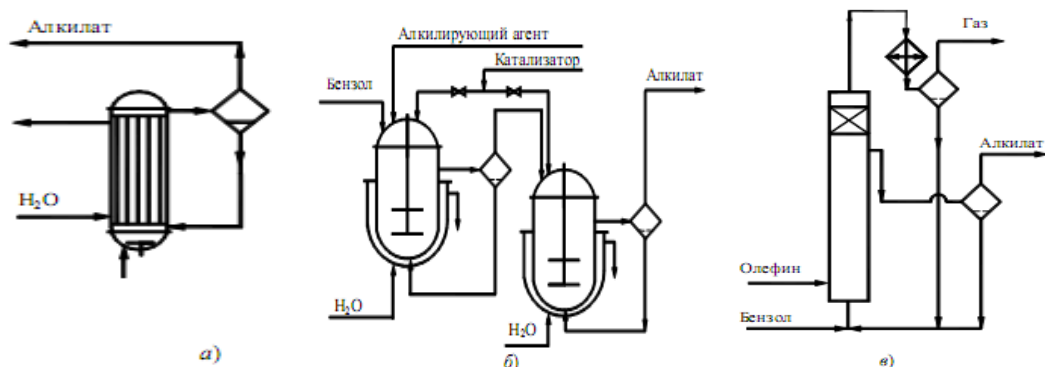
Периодический процесс проводят в реакторе с мешалкой и охлаждающей рубашкой, а иногда – со змеевиком. В реактор загружают бензол и $AlCl_3$ или каталитический комплекс (10-20 % от объема реакционной массы), после чего

при перемешивании добавляют жидкий олефин или хлорпроизводное, поддерживая заданную температуру. Переход к непрерывному процессу в случае жидких алкилирующих агентов осуществляется двумя основными способами [15].

При первом из них используют трубчатый реактор (рисунок 2, а), в нижней части которого имеется мощная мешалка, эмульгирующая реакционную массу. Исходные реагенты и отстоявшийся в сепараторе каталитический комплекс поступают в нижнюю часть реактора, а образующаяся эмульсия поднимается вверх по трубам и охлаждается водой, проходящей в межтрубном пространстве. В сепараторе углеводородный слой отделяют от каталитического комплекса и затем направляют на переработку. Время пребывания смеси в аппарате должно обеспечивать завершение реакции.

Другой способ непрерывного проведения процесса для жидких алкилирующих агентов состоит в применении каскада из двух – четырех реакторов с мешалками (рисунок 1, б). В первый аппарат подают исходные реагенты, а реакционная масса через боковой перелив перетекает в следующий реактор, проходя предварительно сепаратор; в нем каталитический комплекс отделяется и возвращается обратно в реактор. Устройство каскада обусловлено тем, что в единичном реакторе смешения трудно избежать потерь алкилирующего агента с готовым продуктом. Время пребывания реакционной массы в каскаде при температуре реакции 40-60 °С составляет ≈ 50 мин, причем оно определяется условиями отвода тепла и стремлением приблизиться к равновесию, благоприятному для получения моноалкилированных соединений.

Алкилирование ароматических углеводородов газообразными олефинами проводят в барботажных колоннах (рисунок 2, в), внутренняя поверхность которых защищена от коррозии кислотостойкими плитками. Жидкая реакционная масса, заполняющая колонну до бокового перелива, состоит из каталитического комплекса $AlCl_3$ (20-40 % (об.)) и нерастворимой в нем смеси ароматических углеводородов. В нижнюю часть колонны подают сухой бензол и олефиновую фракцию, которая барботирует через жидкость, интенсивно ее перемешивая. Жидкая реакционная масса стекает через боковой перелив в сепаратор, где отстаивается более тяжелый каталитический комплекс, возвращаемый в низ алкилятора, а алкилат поступает на дальнейшую переработку.



а-трубчатый реактор, б-каскад реакторов с мешалками, в-реактор колонного типа

Рисунок 3 – Реакционные узлы для алкилирования ароматических углеводородов в присутствии хлорида алюминия

Тепло реакции отводится практически только за счет нагревания реагентов и испарения бензола. Пары бензола вместе с отходящими газами попадают в обратный холодильник, где бензол конденсируется и возвращается в алкилятор, а отходящие газы поступают на дальнейшую переработку. Следовательно, в алкиляторе устанавливается автотермический режим, и температура в нем зависит от применяемого давления и количества отходящих газов (или от концентрации исходной олефиновой фракции).

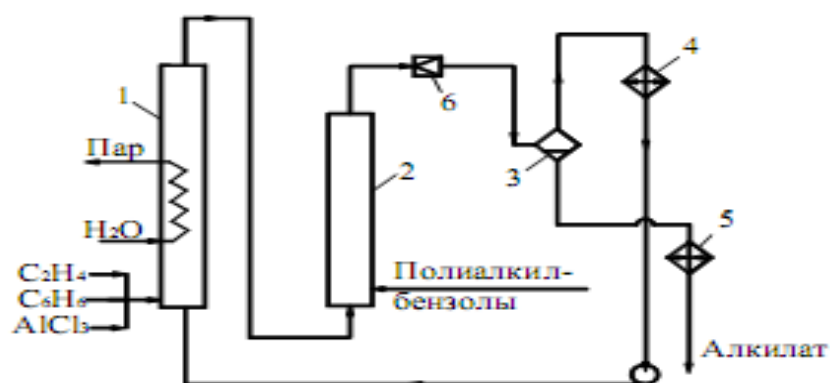
При работе на разбавленных фракциях олефинов нередко применяют давление до 0,5-0,6 МПа, чтобы облегчить последующее улавливание бензола из отходящих газов. Температура в алкиляторе достигает 130-140 °С, что ведет к повышенному смолообразованию и дезактивированию катализатора. Целесообразно поэтому снижать давление до 0,15-0,20 МПа при наличии умеренного количества отходящих газов, когда температура сохраняется на оптимальном уровне – примерно 100 °С.

Рассмотренная технология алкилирования имеет ряд недостатков и не прерывно 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.

Предлагалось проводить неодинаковые по скорости процессы алкилирования бензола и переалкилирования полиалкилбензолов в разных аппаратах, что снижает количество рецикулята и энергетические затраты и позволяет работать при меньшем избытке бензола по отношению к олефину.

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 160-200 °С и соответствующем давлении, необходимом для поддержания смеси в жидком

состоянии. В алкилатор 1 (рисунок 3) подают этилен, бензол и небольшое количество каталитического комплекса, снимая выделяющееся тепло кипящим водным конденсатом и генерируя технологический пар (при обычной технологии это тепло не утилизируется). Полученный алкилат поступает в переалкилатор 2, куда подают полиалкилбензолы (ПАБ) со стадии разделения; они дают с бензолом дополнительное количество целевого продукта. Алкилат из аппарата 2 дросселируют до атмосферного давления, причем выделяющуюся энергию полезно утилизируют для испарения части бензола, который конденсируют и возвращают на алкилирование. Жидкий алкилат из сепаратора охлаждают и направляют на нейтрализацию и последующее разделение [14].



1 – алкилатор; 2 – переалкилатор; 3 – сепаратор; 4 – конденсатор;
5 – холодильник; 6 – дроссельный вентиль

Рисунок 4 – Схема гомогенного алкилирования бензола

2.5 Материальный и тепловой баланс

Исходные данные:

Годовая производительность в расчете на 100%-й этил бензол 150000т;

Годовой фонд рабочего времени 8000 ч; состав этиленовой фракции CH_4 —15,8; C_2H_2 — 0,2; C_2H_4 —55,0; C_2H_6 —16,9; C_3H_6 — 6,0; H_2 — 1,3; N_2 —3,5; O_2 — 0,7; CO —0,6;

Селективность по этилбензолу в расчете на этилен 0,78; количество диэтилбензола, возвращаемого со стадии ректификации 250 кг на 1 т получаемого этилбензола; молярное отношение бензол: этилен на входе в реактор (без учета циркулирующего бензола, возвращаемого со стадии улавливания) 3 : 1 ;

Расход хлорида алюминия 10 кг на 1 т образующегося этил-бензола;

Потери этилбензола на стадиях выделения 3% .

П о с л е д о в а т е л ь н о с т ь р а с ч е т а :

а) определяют расход компонентов этиленовой фракции на входе в реактор алкилирования;

б) рассчитывают расход бензола, катализатора и количество диэтилбензола, возвращаемого в реактор алкилирования со стадии ректификации;

в) определяют состав отходящих газов;

г) рассчитывают состав алкилата;

д) выполняют тепловой расчет реактора, определяют количество испаряющегося бензола и составляют обобщенный материальный баланс стадии алкилирования

Часовая производительность стадии алкилирования по 100%-му этилбензолу:

$$(150\,000 \cdot 1000 / 8000) \cdot [(100+3)/100] = 19\,312 \text{ кг}$$

$$\text{или } 19\,312 / 106 = 182,189 \text{ кг}$$

Расход этилена с учетом селективности процесса:

$$182,189 / 0,78 = 233,576 \text{ кмоль/ч.}$$

Определяют расход этиленовой фракции, учитывая объемную долю этилена:

$$233,576 / 0,55 = 424,684 \text{ кмоль/ч.}$$

Рассчитывают состав этиленовой фракции, который приведен в таблице 1.

Таблица 1 – Состав этиленовой фракции

Компонент	X _i , %	N _i , кмоль/час	M _i , кг/час
CH ₄	15,8	67,100	1074
C ₂ H ₂	0,2	0,849	22
C ₂ H ₄	55	233,576	6540
C ₂ H ₆	16,9	1,72	2153
C ₃ H ₆	6	25,481	1070
H ₂	1,3	5,521	11
N ₂	3,5	14,864	416
O ₂	0,	2,973	95
CO	0,6	2,58	71
Сумма	100	424,64	11452

Молярное отношение бензол: этилен на входе в реактор равно 3:1, следовательно, расходуется бензола:

$$233,576 \times 3 = 700,728 \text{ кмоль/ч или } 54\,657 \text{ кг/ч.}$$

Массовая доля воды в бензоле после азеотропной осушки составляет 0,002%, следовательно, с бензолом поступает воды:

$$54\,657 \times 0,002 / (100,000 - 0,002) = 1 \text{ кг/ч или } 0,056 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход алюминий хлорида:

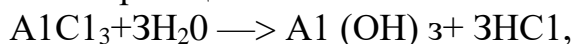
$$10 \times 19\,312 / 1000 = 193 \text{ кг/ч или } 1,446 \text{ кмоль/ч.}$$

Количество диэтилбензола, возвращаемого со стадии ректификации:

$$250 \times 19\,312 / 1000 = 4828 \text{ кг/ч или } 36,030 \text{ кмоль/ч.}$$

Для определения состава отходящих газов рассчитывают содержание в них хлороводорода, этилена, бензола, оксида углерода. Метан, этан, водород, а

зот и кислород, входящие в состав этиленовой фракции, переходят в отходящие газы полностью. Влага в составе бензола взаимодействует с хлоридом алюминия по реакции:



при этом реагирует хлорида алюминия:

$$0,056/3 = 0,019 \text{ кмоль/ч или } 3 \text{ кг/ч.}$$

Образуется:

- гидроксида алюминия: 0,019 кмоль/ч или 2 кг/ч; хлороводорода: 0,056 кмоль/ч или 2 кг/ч.

В отходящие газы переходит (по экспериментальным данным):

1% подаваемого этилена:

$$233,576 \times 0,01 = 2,336 \text{ кмоль/ч или } 65 \text{ кг/ч;}$$

90% подаваемого оксида углерода:

$$2,548 \times 0,9 = 2,293 \text{ кмоль/ч или } 64 \text{ кг/ч;}$$

0,3 кг бензола на 1 т этилбензола:

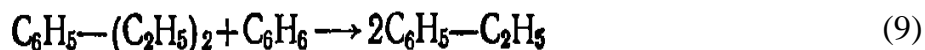
$$0,3 \times 19 \cdot 312 / 1000 = 6 \text{ кг/ч или } 0,077 \text{ кмоль/ч.}$$

В таблице 2 приведен состав отходящих газов

Таблица 2 – Состав отходящих газов

Компонент	N _i , кмоль/час	X _i , %	M _i , кг/час
CH ₄	67,1	40,2	1074
C ₂ H ₄	2,336	1,4	65
C ₂ H ₆	71,2	43	2153
C ₆ H ₆	0,077	-	6
H ₂	5,521	3,3	11
N ₂	14,864	8,9	416
O ₂	2,973	1,8	95
CO	2,293	1,4	64
HCl	0,056	-	2
Сумма	166,992	100	3886

Для определения состава алкилата рассчитывают изменение состава сырьевой смеси в процессе алкилирования. По реакции переалкилирования:



расходуется бензола: 36,030 кмоль/ч или 2810 кг/ч; образуется этил бензола:

$$36,030 \times 2 = 72,060 \text{ кмоль/ч или } 7638 \text{ кг/ч.}$$

Следовательно, алкилированием бензола получают этилбензола:

$$182,189 - 72,060 = 110,129 \text{ кмоль/ч или } 11 \cdot 674 \text{ кг/ч.}$$

По целевой реакции $C_6H_6 + C_2H_4 \rightarrow C_6H_5-C_2H_5$ расходуется:

1) бензола: 110,129 кмоль/ч или 8590 кг/ч; этилена: 110,129 кмоль/ч или 3084 кг/ч.

По реакции $C_6H_6 + 2C_2H_4 \rightarrow C_6H_4-(C_2H_5)_2$ расходуется:

1) 38,2% от поступающего этилена, что составляет:
 $0,382 \times 233,576 = 89,226$ кмоль/ч или 2498 кг/ч; бензола: $0,5 \times 89,226 = 44,613$ кмоль/ч или 3480 кг/ч;

2) образуется диэтилбензола: 44,613 кмоль/ч или 5978 кг/ч.

По реакции $C_6H_6 + 3C_2H_4 \rightarrow C_6H_3-(C_2H_5)_3$ расходуется:

11 % от поступающего этилена, что составляет:

1) $0,11 \times 233,576 = 25,693$ кмоль/ч или 719 кг/ч; бензола: $25,693/3 = 8,564$ кмоль/ч или 668 кг/ч.

2) образуется триэтилбензола: 8,564 кмоль/ч или 1387 кг/ч.

По реакции $C_6H_6 + 4C_2H_4 \rightarrow C_6H_2-(C_2H_5)_4$ расходуется:

1) этилена (с учетом его расхода по реакциям 2—4 и содержания в отходящих газах):

$233,576 - 110,129 - 89,226 - 25,693 - 2,336 = 6,192$ кмоль/ч или 174 кг/ч;

2) бензола: $6,192/4 = 1,548$ кмоль/ч или 120 кг/ч;

3) образуется тетраэтилбензола: 1,548 кмоль/ч или 294 кг/ч.

По реакции $C_6H_6 + C_3H_6 \rightarrow C_6H_5-C_3H_7$ расходуется:

1) пропилена: 25,481 кмоль/ч или 1070 кг/ч; бензола: 25,481 кмоль/ч или 1988 кг/ч;

2) образуется изопропил бензол а: 25,481 кмоль/ч или 3058 кг/ч.

По реакции $2C_6H_6 + C_2H_2 \rightarrow (C_6H_5)_2-C_2H_4$ расходуется:

1) ацетилена; $0,849$ кмоль/ч или 22 кг/ч; бензола: $2 \times 0,849 = 1,698$ кмоль/ч или 132 кг/ч;

образуется дифенилэтана: $0,849$ кмоль/ч или 154 кг/ч.

По реакции $2C_6H_6 + CO \rightarrow (C_6H_5)_2-CHOH$ расходуется;

1) оксида углерода: $2,548 - 2,293 = 0,255$ кмоль/ч или 7 кг/ч; бензола: $2 \times 0,255 = 0,510$ кмоль/ч или 40 кг/ч;

2) образуется дифенилкарбинола $0,255$ кмоль/ч или 47 кг/ч. Общий расход бензола по реакциям 1-8 составляет:

$110,129 + 36,030 + 44,613 + 8,564 + 1,548 + 25,481 + 1,698 + 0,510 =$
 $= 228,573$ кмоль/ч или 17 828 кг/ч.

В составе отходящих газов содержится бензола: $0,077$ кмоль/ч или 6 кг/ч.

Остается в составе алкилата:

1) бензола:

$700,728 - 228,573 - 0,077 = 472,078$ кмоль/ч или 36 823 кг/ч; хлорида алюминия: $1,446 - 0,019 = 1,427$ кмоль/ч или 190 кг/ч.

В таблице 3 приведен состав Алкилатов

Таблица 3 – Состав алкилата

Компоненты	пт, кмоль/ч	xi, %	тг, кг/ч	wi, %
C ₆ H ₆	472,078	64	36823	54,8
C ₆ H ₅ -C ₂ H ₅	182,189	24,7	19312	28,7
C ₆ H ₄ -(C ₂ H ₅) ₂	44,613	6,1	5978	8,9
C ₆ H ₃ -(C ₂ H ₅) ₃	8,564	1,2	1387	2,1
C ₆ H ₂ -(C ₂ H ₅) ₄	1,548	0,2	294	0,4
C ₆ H ₅ -C ₃ H ₇	25,482	3,5	3058	4,5
(C ₆ H ₅) ₂ -CHCH ₃	0,849	0,1	154	0,2
(C ₆ H ₅) ₂ -СНОН	0,255	-	47	0,1
AlCl ₃	1,427	0,2	190	0,3
Al(OH) ₃	0,019	-	2	-
Сумма	737,023	100	67245	100

Расчет основных расходных коэффициентов. Определяют расходные коэффициенты (в кг/кг):

А) по бензолу: $(17\ 828+6)/19\ 312=0,923$;

Б) по этилену: $6540/19\ 312=0,339$;

по этиленовой фракции. $11\ 452/19\ 312=0,593$,

где 17 828 - расход бензола по реакциям 1-8 кг/ч; 6 - потери бензола с отходящими газами, кг/ч, 19 312 - производительность стадии алкилирования по 100%-му этилбензолу, кг/ч, 6540 и 11 452 - расход этилена и этиленовой фракции соответственно, кг/ч.

Тепловой расчет алкилятора

Исходные данные: материальные потоки, кмоль/с:

- этиленовая фракция — $424,684/(3 \times 3600) = 0,0393$;

- технический бензол — $700,728/(3 \times 3600) = 0,0649$;

-диэтилбензол — $36,030/(3 \times 3600) = 0,0033$;

-отходящие газы— $166,992/(3 \times 3600) = 0,0155$;

-жидкий алкилат — $737,023/(3 \times 3600) = 0,0682$;

- температура, °С:

- на входе в алкилатор - 20;

- на выходе из алкилятора - 90.

Цель теплового расчета — определение количества испарившегося бензола в алкиляторе.

Уравнение теплового баланса аппарата в общем виде:

$$\Phi_1 + \Phi_2 + \Phi_3 + \Phi_4 = \Phi_5 + \Phi_6 + \Phi_7 + \Phi_8 + \Phi_{\text{пот}},$$

где Φ_b , Φ_2 , Φ_3 , Φ_5 , Φ_6 , Φ_7 — тепловые потоки этиленовой фракции, жидкого бензола, диэтилбензол а, отходящих газов, алкилата и паров бензола соответственно, кВт, Φ_4 — теплота экзотермических реакций, кВт; Φ_v — расход теплоты на испарение бензола, кВт; $\Phi_{пот}$ — теплопотери в окружающую среду, кВт.

Для определения значений Φ_1 и Φ_5 рассчитывают средние молярные теплоемкости этиленовой фракции при температуре $20+273=293$ К и отходящих газов при $90+273 = 363$ К. В таблице 4 расчет средних молярных теплоемкостей

Таблица 4 – Расчет средних молярных теплоемкостей

Состав:	$X_i, \%$	$C_i, \text{Дж}/(\text{моль К})$	$C_i X_i, \text{Дж}/(\text{моль К})$
этиленовая фракция			
CH_4	15,8	34,	5,4826
C_2H_2	0,2	43,	0,0874
C_2H_4	55	43,82	24,1010
C_2H_6	16,9	52,09	8,8032
C_3H_6	6	63,55	3,813
H_2	1,3	28,82	0,3747
N_2	3,5	29,13	1,0196
O_2	0,7	28,06	0,1964
CO	0,6	29,07	0,1744
Σ	100	-	44,0523
отходящие газы			
CH_4	40,2	39,12	15,7262
C_2H_4	1,4	50,62	0,7087
C_2H_6	43	61,69	26,5267
H_2	3,3	28,84	0,9517
N_2	8,9	29,43	2,6193
O_2	1,8	29,83	0,5369
CO	1,4	29,55	0,4137
Сумма	100	-	47,4832

Тепловой поток этиленовой фракции:

$$\Phi_1 = 0,0393 \times 44,0523 \times 20 = 34,625 \text{ кВт.}$$

Тепловой поток отходящих газов:

$$\Phi_5 = 0,0155 \times 47,4832 \times 90 = 66,239 \text{ кВт.}$$

Тепловой поток технического бензола:

$$\Phi_2 = (0,0649 + n_6) \times 134,218 \times 20 = 174,215 + 2684,36n_6 \text{ кВт,}$$

где n_6 — количество циркулирующего бензола в системе холодильник-конденсатор — алкилатор, кмоль/с.

Определяют тепловой поток диэтилбензола; значение молярной теплоемкости диэтилбензола находят по справочнику:

$$\Phi_3 = 0,0033 \times 369,06 \times 20 = 24,358 \text{ кВт}$$

Рассчитывают теплоты реакций (в кДж/моль):

Реакция	$\Delta H^{\circ}_{298} = \Sigma \Delta H^{\circ}_{298(\text{кок})} - \Sigma \Delta H^{\circ}_{298(\text{исх})}$
$\text{C}_6\text{H}_6 + \text{C}_2\text{H}_4 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5 - \text{C}_2\text{H}_5$	$-12,48 - 49,03 - 52,30 = -113,81$
$\text{C}_6\text{H}_4 - (\text{C}_2\text{H}_5)_2 + \text{C}_6\text{H}_6 \rightarrow 2\text{C}_6\text{H}_5 - \text{C}_2\text{H}_5$	$2(-12,48) - 49,03 - (-72,35) = -1,64$
$\text{C}_6\text{H}_6 + 2\text{C}_2\text{H}_4 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_4(\text{C}_2\text{H}_5)_2$	$-72,35 - 49,03 - 2 \cdot 52,30 = -225,98$
$\text{C}_6\text{H}_6 + 3\text{C}_2\text{H}_4 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_3(\text{C}_2\text{H}_5)_3$	$-122,63 - 49,03 - 3 \cdot 52,30 = -328,56$
$\text{C}_6\text{H}_6 + 4\text{C}_2\text{H}_4 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_2(\text{C}_2\text{H}_5)_4$	$-174,54 - 49,03 - 4 \cdot 52,30 = -432,77$
$\text{C}_6\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_6 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5 - \text{C}_3\text{H}_7$	$-41,24 - 49,03 - 20,41 = -110,68$
$2\text{C}_6\text{H}_6 + \text{C}_2\text{H}_2 \rightarrow (\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{C}_2\text{H}_4$	$297,31 - 2 \cdot 49,03 - 226,75 = -27,50$
$2\text{C}_6\text{H}_6 + \text{CO} \rightarrow (\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{CHOH}$	$-46,17 - 2 \cdot 49,03 - (-110,53) = -33,70$

Рассчитывают теплоту экзотермических реакций по формуле (49):

$$\begin{aligned} \Phi_4 = & [1000/(3 \times 3600)] \times (110,129 \times 113,81 + 36,030 \times 1,64 + 44,613 \times 225,98 + \\ & 8,564 \times 328,56 + 1,548 \times 432,77 + 25,481 \times 110,68 + 0,849 \times 27,50 + 0,255 \times 33,70) = \\ & = 1000 \times 29\,010,4103 / (3 \times 3600) = 2686,149 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

Общий приход теплоты:

$$\begin{aligned} \Phi_{\text{прих}} = & 34,625 + 174,215 + 2684,36 \text{ пб} + 24,358 + 2686,149 = \\ & = (2919,347 + 2684,36 \text{ пб}) \text{ кВт}. \end{aligned}$$

Для определения теплового потока алкилата рассчитывают его среднюю молярную теплоемкость при температуре 363 К (см. состав алкилата):

$$C_T = 152,07 \times 0,64 + 186,56 \times 0,247 + 369,06 \times 0,061 + 464,46 \times 0,012 + 559,86 \times 0,002 + 321,36 \times 0,035 + 415,94 \times 0,001 + 94,48 \times 0,002 = 184,465 \text{ Дж/ (моль} \times \text{К)} -$$

Тепловой поток жидкого алкилата:

$$\Phi_6 = 0,0682 \times 184,465 \times 90 = 1132,246 \text{ кВт}.$$

Тепловой поток паров бензола:

$$\Phi_7 = 101,77 - 90 \text{ пб} = 9159,3 \text{ пбкВт}.$$

Расход теплоты на испарение бензола:

$$\Phi_8 = 78 \times 391,3 \text{ пб} = 30521,4 \text{ пбкВт},$$

где 391,3 — удельная теплота испарения бензола при температуре 363 К, кДж/кг.

Принимают, что теплотери в окружающую среду составляют 3% от общего прихода теплоты:

$$\Phi_{\text{пот}} = 0,03 (2919,347 + 2684,36 \text{ пб}) = 87,5804 + 80,53 \text{ пбкВт}.$$

Общий расход теплоты:

$$\begin{aligned} \Phi_{\text{расх}} = & 66,239 + 1132,246 + 9159,30 \text{ пб} + 30\,521,40 \text{ пб} + 87,580 + 80,53 \text{ пб} = \\ & = 1286,065 + 39\,761,23 \text{ пб кВт}. \end{aligned}$$

Количество циркулирующего бензола находят из условия равенства прихода и расхода теплоты:

$$2919,347 + 2684,36 \text{ пб} = 1286,065 + 39\,761,23 \text{ пб};$$

$$37\,076,87 \text{ пб} = 1633,282; \text{ пб} = 0,04405 \text{ кмоль/с}.$$

Количество бензола, испаряющегося на стадии алкилирования:

$$0,04405 \times 3 \times 3600 = 475,740 \text{ кмоль/ч или } 37\,108 \text{ кг/ч},$$

что составляет $37,108/19,312 = 1,92$ т на 1 т получаемого этилбензола и соответствует оптимальному технологическому режиму.

Всего в алкилатор подают бензола (с учетом циркулирующего бензола):
 $700,728+475,740=1176,468$ кмоль/ч или 91765 кг/ч.

Общее количество отходящих газов (с учетом испаряющегося бензола):
 $166,992+475,740=642,732$ кмоль/ч или $3886+37108=40\,994$ кг/ч.

Составляют материальный баланс стадии алкилирования.

В таблице 5 приведен материальный баланс стадий алкилирования

Таблица 4 – Расчет средних молярных теплоемкостей

Входит:	Кмоль/ч	Кг/ч	Выходит	Кмоль/ч	Кг/ч
бензол техниче ский: C ₆ H ₆ H ₂ O	1176,468 0,056	91765 1	Отходящие газы Алкилат	642,732 737,023	40994 67245
Итого:	1176,524	91766			
этиленовая фра кция диэтилбензол алюминийхлорид	424,684 36,030 1,446	11452 4828 193			
Всего	1638,684	108239	Всего	1379,755	108239

В таблице 6 приведен тепловой баланс алкилатора.

Таблица 6 – Тепловой баланс алкилатора

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Тепловой поток этиле новой фракции	34,625	1,1	Тепловой поток отходящих газов	469,706	15,4
Тепловой поток те хнического бензола	292,461	9,6	Тепловой поток алкилата	1132,246	37,3
Тепловой поток диэтилбензола	24,358	0,8	Расход теплоты на испаре ние бензола	1344,468	44,3
Тепловой поток проце сса	2686,149	88,5	Теплопотери окружа ющую среду	91,173	3,0
Всего	3037,593	100	Всего	3037,593	100

По рассчитанному количеству испаряющегося бензола уточняют те
пловые потоки:

$$\Phi_2 = (0,0649 + 0,04405) \times 134,218 \times 20 = 292,461 \text{ кВт};$$

$$\Phi_7 = 0,04405 \times 101,77 \times 90 = 403,467 \text{ кВт};$$

$$\Phi_8 = 0,04405 \times 78 \times 391,3 = 1344,468 \text{ кВт}.$$

Тепловой поток отходящих газов составляет:
 $66,239 + 403,467 = 469,706 \text{ кВт}.$

3 Механический расчет

3.1 Назначение, устройство и основные размеры и определение числа алкилаторов

В качестве основного аппарата-алкилятора - принят вертикальный цилиндрический полый аппарат со сферическими днищами, выполненный из углеродистой стали. Внутренняя поверхность аппарата футерована кислотоупорной плиткой. Сферические днища крепятся к обечайке при помощи плоских приварных фланцев с уплотнительной поверхностью типа «выступ — впадина» [15].

Реактор заполнен смесью бензола с продуктами реакции и жидким алюминиевым комплексом (ЖАК). Исходное сырье (свежий и возвратный бензол, этиленовая фракция, возвратный диэтилбензол и ЖАК) подают в нижнюю часть алкилятора через распределительный коллектор D_y 500, p_y 1,6. Жидкие продукты (алкилат) отводят через один из боковых штуцеров D_y 150, p_y 1,6. Парогазовая смесь выводится через штуцер D_y 400, p_y 1,6 в верхнем днище аппарата.

Избыточное тепло отводится за счет испарения части бензола при температуре 90 °С, т. е. процесс ведут при кипении реакционной массы.

Техническая характеристика алкилятора:

Диаметр стальной обечайки внутренний, мм - 2400

Толщина стенки обечайки, мм - 14

Толщина футеровки, мм - 80

Высота цилиндрической части, мм - 11800

Высота общая, мм - 15000

Вместимость аппарата, м³:

- полная - 50

- полезная - 38 ± 2

Производительность по этилбензолу в расчете на 1 м³ - 180-200 алкилятора, кг/ч

Число аппаратов для обеспечения заданной производительности (при минимальной вместимости алкилятора):

$$n = 19\,312 / [180(38,0 - 2,0)] = 2,98.$$

Таким образом, необходимо установить три аппарата, соединенные параллельно.

4 Охрана труда и техника безопасности

4.1 Организация службы техники безопасности

Для каждого производственного процесса должны быть разработаны технологические регламенты, согласованные и утвержденные в установленном Министерством порядке. Вопросы техники безопасности, отражаемые в технологических регламентах, должны соответствовать настоящим правилам и действующим нормативным документам и положениям. Все производственные участки предприятия (цехи, установки, мастерские, лаборатории, отделы) должны иметь инструкции по технике безопасности, обеспечивающие безопасность проведения всех работ на данном участке [19].

Инструкции по технике безопасности, разработанные на предприятии, подлежат пересмотру:

- не реже одного раза в три года;
- при изменении технологического процесса и условий работы;
- при авариях, взрывах и несчастных случаях с тяжелым исходом, происшедших на рабочих местах, на которые распространяется эта инструкция;
- при изменении руководящих документов, положенных в основу конструкций.

Инструкции по технике безопасности должны находиться в производственных помещениях, с ними должен быть ознакомлен обслуживающий персонал. Запрещается пуск в эксплуатацию новых, а также подвергшихся реконструкции установок без приема их комиссией с участием инженера по технике безопасности предприятия, технического инспектора профсоюза, представителей пожарного и санитарного надзора. Органы пожарного и санитарного надзора должны быть извещены об участии в комиссии за три месяца до приема новых и реконструированных объектов. Запрещается производить какую-либо реконструкцию установки без предварительного согласования проекта реконструкции с проектной организацией. При составлении дефектной ведомости на ремонт установки лица ответственные за состояние техники безопасности (главный инженер, главный механик и энергетик, заместитель главного инженера, начальника цеха и установки) обязаны предусмотреть проведение необходимых работ, связанных с техникой безопасности и пожарной безопасностью, и не принимать установку или агрегат до их окончания. Дефектная ведомость на ремонт должна быть согласована с отделом техники безопасности. Пуск в эксплуатацию установок и других объектов после ремонта без приема их комиссией с участием представителей отдела техники безопасности и пожарной охраны запрещается. Нарушение правил безопасности является любое отступление от обязательных для данного предприятия правил, инструкций, нормативных материалов и указаний по безопасному ведению работ, а также не принятие должных мер для предотвращения несчастных случаев и аварий. Для проведения работ по технике безопасности и промышленной санитарии на не

фтегазоперерабатывающих заводах согласно действующим положениям организуется служба техники безопасности [20].

Спецодежда, спецобувь и предохранительные приспособления должны выдаваться по установленным нормам. Порядок выдачи, хранения и пользования ими устанавливается «Инструкцией о порядке, хранения и пользования спецодеждой, спецобувью и предохранительными приспособлениями». Работящие на производствах, где возможно выделение вредных паров и газов, должны быть снабжены индивидуальными фильтрующими противогазами соответствующих марок [21]. Исправность противогазов необходимо периодически проверять по графику, утвержденному главным инженером. На рабочих местах должна иметься инструкция по пользованию противогазом, определению исправности отдельных частей его, а также по уходу и хранению. Спецодежду, спецобувь и индивидуальные средства защиты выносить за пределы предприятия запрещается. Для хранения их администрация обязана предоставить помещение, отвечающее требованиям санитарных норм [20].

4.2 Требования к устройству территории и производственных помещений

Территория завода на котором происходит синтез этилбензола должна быть благоустроена и озеленена. Лотки и углубления, устройство которых вызвано технологической необходимостью, должны быть непроницаемы для воды и веществ, используемых в ходе синтеза. Лотки должны быть соединены с канализацией через гидрозатворы и иметь постоянный уклон в сторону канализационного трапа. При расположении задвижек и другой арматуры в колодцах, лотках и углублениях должно быть предусмотрено дистанционное управление (удлиненные штоки или штурвалы управления, электропневмоприводы и другие устройства) и обеспечен безопасный доступ к ним на случай ремонта или замены арматуры. Территорию предприятия, не использованную для производственных целей, необходимо благоустраивать. На ней должны быть пешеходные дорожки, связывающие вход на территорию предприятия с цехами и установками, сооружениями и вспомогательными помещениями, а также эти помещения и установки друг с другом. Все пешеходные дорожки должны иметь твердое покрытие. На территории завода в местах, где запрещен проезд автомашин, тракторов, мотоциклов и другого транспорта, должны быть вывешены предупредительные знаки и надписи. В целях предотвращения несчастных случаев с пешеходами при переходе рельсовых путей в местах пересечения этих путей с дорогами надлежит устраивать сплошные настилы в уровень с головками рельсов, а также защитные барьеры, вертушки, сигнализацию [20].

На территории предприятия запрещается применение открытого огня за исключением определенных мест, обусловленных технологическими регламентами или инструкциями, и мест постоянных и временных огневых работ, на которые выписывается специальное разрешение. Отходы производства оста

влять на территории установок и завода запрещается. В производственных помещениях водопровод для смыва остаточных веществ с лотков и полов должен поддерживаться в исправном состоянии. Каждый рабочий обязан производить тщательную уборку своего рабочего места. На территории завода, в местах перехода через трубопроводы, лотки и траншеи должны быть установлены мостики шириной не менее 1м, с высотой перил также не менее 1м. Расположенные на территории установки лотки, траншеи и другие углубления должны быть укрыты надежными легкоъемными огнестойкими плитами. Если укрытие лотков, траншей и других углублений недопустимо по техническим причинам, то их ограждают с устройством мостиков в местах перехода. На территории и в помещениях, где при производственных процессах возможны ожоги работающих с агрессивными веществами (кислоты, щелочи, едкие реагенты), обязательно устройство аварийного душа с автоматическим включением при вступлении на площадку под душевой рожок, а также фонтанчика для промывания глаз. Все оборудование, трубопроводы и арматура, расположенные в помещении и подвергающиеся нагреванию, должны быть обеспечены устройствами, предотвращающими или ограничивающими выделение конвекционного или лучистого тепла (теплоизоляция, экранирование, отведение тепла); температура поверхности изоляции не должна превышать 45⁰С.

Горячие поверхности оборудования и трубопроводов с арматурой, расположенных вне помещения, в местах возможного соприкосновения с ними обслуживающего персонала должны иметь тепловую изоляцию. Температура на поверхности изоляции не должна превышать 60⁰С. Если теплоизоляцию осуществить невозможно, горячую поверхность необходимо оградить. Технологическое оборудование, аппараты, станки, механизмы, агрегаты, приборы, инструмент, подъемно-транспортные устройства должны содержаться в исправности и чистоте.

Периодичность осмотров и проверка состояния оборудования и производственных помещений должны быть:

- проверка исправности и состояния противопожарного оборудования, паротушения и наличия надлежащего давления воды и пара в системах не реже одного раза в смену – мастером, старшим оператором;

- наружный осмотр и проверка исправности действия вентиляционных установок перед началом каждой смены – оператором или начальником смены;

- осмотр и проверка исправности всех водопроводных устройств (колодцы, гидранты, задвижки, запасные емкости, насосные устройства), установок пенного тушения не реже одного раза в месяц – специально выделенными лицами совместно с работниками пожарной охраны.

Класс взрывоопасности помещений и наружных установок устанавливается организацией, проектирующей объект. В том случае, когда проектом он не обусловлен, администрация предприятия сама определяет класс этого помещения или наружной установки, руководствуясь «Правилами устройства электроустановок промышленных предприятий»(ПУЭ-96).

У входа в производственные помещения должны быть надписи с указанием класса взрывоопасности [19].

Запрещается эксплуатация трубопроводов, оборудования и аппаратуры при наличии неплотностей в соединениях. Все неплотности в соединениях и пропуски используемых веществ должны немедленно устраняться. Все замеченные неисправности фиксируются в вахтовом журнале. При производстве работ в местах, где возможно образование взрывоопасной смеси паров и газов с воздухом, во избежание искробразования от ударов запрещается применение ручных инструментов из стали. В этих случаях применяемый инструмент должен быть изготовлен из металла, не дающего при ударе искр (медь, латунь, бронза), или омеднен, а режущий стальной инструмент смазывать консистентными смазками или густым мыльным раствором.

Во время работы рабочие обязаны пользоваться установленной для них спецодеждой и спецобувью. Все обособленные производственные помещения на заводе должны быть снабжены аптечками с медицинскими средствами, для оказания неотложной помощи.

Все производственные и подсобные помещения, установки, сооружения и склады должны быть обеспечены первичными средствами пожаротушения и пожарным инвентарем. Во всех местах, представляющих опасность для жизни и здоровья работающих, должны быть вывешены соответствующие предупредительные надписи [19].

5 Охрана окружающей среды

5.1 Нефтеперерабатывающие заводы как источник загрязнения среды

Нефтеперерабатывающие заводы (НПЗ) относятся к промышленным предприятиям с высоким уровнем потребления воды как свежей, так и оборотной. Они обычно размещаются у водоемов, используемых для разных целей, в том числе и для нужд населения. Это делает проблему охраны водных ресурсов от загрязнения отходами нефтеперерабатывающей промышленности особенно актуальной. Кроме того, НПЗ являются источником загрязнения атмосферного воздуха. Даже на современных крупных предприятиях в год в атмосферу выделяются десятки тысяч тонн углеводородов, оксидов углерода и диоксида серы, тысячи тонн сероводорода, которые распространяются на большие расстояния от заводов [23].

Современные НПЗ делятся на топливные и топливно-масляные или топливные и топливно-масляные с нефтехимическим производством. Технология переработки нефти и имеющиеся в ней различия в зависимости от профиля производства, глубина переработки нефти и ассортимент конечных продуктов вместе определяют и состав отходов завода.

Основные технологические процессы переработки нефти включают подготовку нефти, ее обезвоживание и обессоливание, атмосферную и вакуумную перегонку, деструктивную переработку (крекинг, гидрогенизацию, изомеризацию), равно как и очистку светлых продуктов, получение и очистку масел.

Расход воды для производственных целей и объем сточных вод возрастают с глубиной переработки нефти. Содержание же различных загрязняющих веществ в сточных водах определяется качеством перерабатываемой нефти, технологии ее переработки и качеством конечных продуктов производства. Наибольший расход воды отмечается на стадии подготовки нефти, в процессе ее обезвоживания и обессоливания.

Объем и качество потребляемой в технологическом процессе воды и состав отводимых в открытые водоемы сточных вод зависят не только от технологии производства и вида выпускаемой продукции, но и от уровня технического оснащения предприятия, внутри- и внезаводских очистных сооружений и установок. Особенностью предприятий нефтеперерабатывающей промышленности является то, что сточные воды образуются, как правило, не от изолированных производственных процессов или агрегатов, а являются совокупностью потоков, собираемых от предприятия в целом.

В связи с этим эффективными являются технологические мероприятия, существенно изменяющие не только качественный состав сточных вод, но и их объем. Так, заменяя при обезвоживании нефти анионоактивные ПАВ на неионогенные, в несколько десятков раз снижают концентрацию нефти в сточных

водах после установок электрообессоливания. В результате повторного использования воды II ступени обессоливания нефти на I ступени сокращается на 4-6% объем сточных вод второй системы промышленной канализации. За счет организации отдельных канализационных систем удастся возвращать в систему оборотного водоснабжения до 97-98% воды.

Из перспективных технологических мероприятий, внедряемых на НПЗ в настоящее время и закладываемых в проекты строительства новых и реконструкции старых предприятий, в первую очередь называют освоение агрегатов большой мощности и использование в оборотных системах биохимически очищенных сточных вод. Внедрение новых технологических решений сопровождается высоким экономическим эффектом за счет лучшего применения сырьевых ресурсов, большего выхода продукции, расширения ее ассортимента. Во многих случаях это одновременно решает и проблему охраны окружающей среды [24].

5.2 Производственные сточные воды на НПЗ

Они образуются практически на всех технологических установках. В зависимости от источников образования их подразделяют на следующие виды:

- нейтральные нефтесодержащие сточные воды составляют основную часть воды первой системы промышленно-ливневой канализации. К ним относятся сточные воды, получающиеся при конденсации, охлаждении и водной промывке нефтепродуктов, после очистки аппаратуры, смыва полов в производственных помещениях, от охлаждения втулок сальников насосов, дренажные воды из лотков технологических аппаратов, а также ливневые воды с площадок технологических установок. В этих водах нефть присутствует преимущественно в виде эмульсии. Ее концентрация достигает 5-8 г/л, а общее содержание солей – 700-1500 мг/л. Сравнительно невысокое количество солей позволяет использовать сточные воды (после действующей очистки) для пополнения систем оборотного водоснабжения;

- соледержащие сточные воды с высокой концентрацией эмульгированной нефти и большим количеством растворенных солей, в основном NaCl, поступают от электрообессоливающих установок и сырьевых парков. К ним также относятся дождевые воды с территории указанных объектов. Предельно допустимое содержание нефтепродуктов в них не должно превышать 10 г/л. Исследования таких стоков показывают, что содержание нефти в отдельных пробах может достигать до 30 г/л, что связано с герметичностью технологического оборудования и дефектами в эксплуатации. Содержание солей в водах этой группы зависит главным образом от качества нефтей, поступающих на завод;

- сернисто-щелочные сточные воды получают от защелачивания светлых нефтепродуктов и сжиженных газов. В процессе щелочной очистки из не

фтепродуктов удаляются главным образом сероводород H_2S , меркаптаны RSH , фенолы C_6H_5OH и нафтеновые кислоты. Состав сернисто-щелочных сточных вод этой категории должен соответствовать определенным технологическим требованиям, однако он отличается от установленных нормативов. Периодичность сброса отработанных щелочей в сернисто-щелочную канализацию на различных заводах колеблется от нескольких до 45 дней в зависимости от типа технологических установок и их мощности, принятого режима переработки нефти, качества получаемого исходного сырья, схемы защелачивания, гидравлической нагрузки на щелочные отстойники и ряда других факторов. Среднесуточный сброс этих вод колеблется от 0,0009 до 0,0019 м³ на 1т перерабатываемой нефти;

- кислые сточные воды от цеха регенерации серной кислоты образуются в результате неплотностей соединений в аппаратуре, а также потерь кислоты из-за коррозии аппаратуры. Они содержат в своем составе до 1г/л серной кислоты.

- сероводородсодержащие сточные воды поступают в основном от барометрических конденсаторов смешения, а при их замене на поверхностные объем этих вод сокращается в 40-50 раз. Кроме указанных вод сероводород содержится и в так называемых технологических конденсатах установок каталитического крекинга, замедленного коксования, гидроочистки и гидрокрекинга, но в этих сточных водах помимо сероводорода H_2S присутствуют фенол C_6H_5OH и аммиак NH_3 . При объединении НПЗ и нефтехимических производств появляются еще и сточные воды, загрязненные продуктами нефтехимического синтеза. Их состав обусловлен видом получаемой продукции. Из других источников образования сточных вод следует отметить сточные воды от смесительных установок и эстакад по наливу «этилированных» бензинов, в которых содержится до 10 мг/л нефтепродуктов и тетраэтилсвинец $(C_2H_5)_4Pb$. Таким образом, в сточные воды НПЗ попадает большое количество органических веществ, из которых наиболее значимы конечные и промежуточные продукты перегонки нефти, сама нефть, нафтеновые кислоты и их соли, деэмульгаторы, смолы, фенолы, бензол, толуол. В сточных водах содержатся также песок, частицы глины, кислоты и их соли, щелочи [24].

Приведенные данные показывают, что содержание отдельных соединений в сточных водах колеблется в широких пределах, например, для фенолов и нефти в сернисто-щелочных сточных водах. Наиболее опасным для биологических очистных сооружений и водоемов являются сульфиды и сульфогидраты, присутствие которых в воде водоемов хозяйственно-питьевого, рыбохозяйственного и культурно-бытового водопользования не допускается вовсе.

Нефть и нефтепродукты в производственных сточных водах содержатся в растворенном, коллоидном или эмульгированном состоянии. Большинство растворенных в воде органических веществ, как правило, определяются суммарно через биохимическое потребление кислорода пробой воды. Общее количество сточных вод, образующихся на НПЗ, зависит от ряда факторов, важнейшим из которых является продувка систем оборотного водоснабжения.

6 Техничко – экономические показатели процесса

6.1 Расчет капитальных затрат

В процессе расчета капитальных затрат используются данные базового предприятия, которые приведены в таблице 7.

Таблица 7 - Первоначальная стоимость производственных фондов установки

Наименование основных производственных фондов	Первоначальная стоимость	
	тенге	%
здания	4380123	19.34
сооружения и передаточные устройства	18077634	79.82
прочие рабочие машины	151742	0.67
хозяйственный инвентарь	38502	0.17
Итого:	22648000	100

Рассчитываем удельные капитальные вложения: на 1 тонну продукта

$$K_{уд} = (\Phi / Q_{фак}) \cdot 100 = (22648000 / 792000) \cdot 100 = 2860 \text{ тенге,}$$

где: Φ – стоимость основных фондов действующей установки, т. тенге.

$Q_{фак}$ – производительность.

Капитальные затраты проектируемой установки:

$$K = 22648000 \text{ тенге.}$$

6.2 Организация производства

Используя график стоимости, условия труда на установке составляет баланс рабочего времени одного списочного рабочего. Так как в нефтеперерабатывающей промышленности характерен непрерывный процесс производства, то составляют баланс для этого процесса производства. Для расчета баланса времени определяют календарный, номинальный и эффективный фонд времени. Календарный фонд составляет 365 дней, из которых следует учесть, не рабочие дни, дни затраченные на ремонт, аварийных установок, здания и сооружений. Отпуска в связи с вредностью предприятия, декретные отпуска (таблица 8).

Таблица 8-Расчет баланса рабочего времени

Наименование показателей	Дни
Календарное число дней	365
Не рабочие дни	
Выходные	65
Итого:	65
Номинальное число дней	300
Планируемые невыходы:	
Очередные и дополнительные отпуска	24
Невыходы по болезни	12
Выполнение общественных обязанностей	1
Отпуска в связи с учебой без отрыва от производства	1
Итого:	38
Эффективный фонд времени; дни	262
Эффективный фонд времени; час	2096

Списочную численность определяют:

$$N_{\text{сп}} = N_{\text{яв}} \cdot K_{\text{не}}$$

где $K_{\text{не}}$ - коэффициент учитывающий не выходы на работу:

$$K_{\text{не}} = T_{\text{н}} / T_{\text{эф}} = 300 / 262 = 1,1$$

Расчет численности основных производственных рабочих приведен в таблице 9.

Таблица 9-Расчет численности основных производственных рабочих

Наименование профессии рабочих	Разряд	Явочная численность		Система оплаты	Штатное число рабочих
		в смену	в сутки		
Мастер-технолог		2	6	повременная	6
Старший оператор	6	2	6		6
Оператор	5	2	6		6
Оператор	3	2	6		6
Электрик	5	2	6		6
Машинист	4	10	30		30
Итого:	-				

6.3 Расчет годового фонда заработной платы основных производственных рабочих.

Данные для расчета заработной платы рабочих приведен в таблице 10.

Таблица 10-Исходные данные для расчета годового фонда заработной платы

ТЫ

Наименование профессии рабочих	Количество	Тариф разряды	Тариф ставки		Размер премии, %
			Часовые тенге	Дневные тенге	
Мастер-технолог					
Старший оператор	6	6	212	1696.0	50
Оператор	6	5	135	1080.0	
Оператор	6	3	121.4	972.2	
Электрик	6	5	133.6	1068.8	
Машинист	6	4	122.7	981.6	

Определяем фонд заработной платы по тарифу:

$$\Phi_T = D_{ст} \cdot H \cdot T_{эф}$$

где: $D_{ст}$ - дневная тарифная ставка, тенге; $T_{эф}$ - эффективный фонд времени.

$$D_{ст} = (1696 \cdot 6 + 1080 \cdot 6 + 972,2 \cdot 6 + 1068,8 \cdot 6 + 981,6 \cdot 6) / 30 = 34791,6$$

$$\Phi_T = 1159,72 \cdot 30 \cdot 236 = 8210817,6$$

Фонд премии:

$$\Phi_{прем} = (\Phi_T \cdot П) / 100 = (8210817,6 \cdot 50) / 100 = 4105408,8 \text{ тенге}$$

Доплата за работу в ночное время:

$$D_{ноч} = (\Phi_T \cdot h) / T_{сут} \cdot h_{ноч} = 8210817,6 / 24 \cdot 0,2 = 684234,8 \text{ тенге}$$

Доплата за работу в праздничные дни:

$$D_{празд} = (\Phi_T \cdot 2,4) / 100 = (8210817,6 \cdot 2,4) / 100 = 197059,62 \text{ тенге}$$

При непрерывном режиме работы при продолжительности смены 8 часов, имеет место переработка часов по графику.

Доплата за переработку определяется:

$$t_{перер} = T_{пл} - T_n = 12 \text{ дней}$$

$$D_{перер} = (D_{ст} \cdot t_{перер}) / K = (1026,14 \cdot 12) / 2 = 6156,84 \text{ тенге}$$

Определяем основной фонд заработной платы:

$$\Phi_{осн} = \Phi_T + \Phi_{прем} + D_{ноч} + D_{празд} + D_{перер} =$$

$$8210817,6 + 4105408,8 + 684234,8 + 197059,62 + 6156,84 = 13210878 \text{ тенге}$$

Дополнительная заработная плата:

$$\Phi_{доп} = (\Phi_{осн} \cdot D) / T_{эф} = (13210878 \cdot 38) / 236 = 2127175,2 \text{ тенге}$$

где: D - дни невыхода = 38 дней

Полный фонд заработной платы:

$$\Phi_{полн} = \Phi_{осн} + \Phi_{доп} = 15338053 \text{ тенге}$$

Определяем полный фонд заработной платы с учетом районного коэффициента:

$$\Phi_{\text{полн.ПК}}=1,5(\Phi_{\text{осн}}+\Phi_{\text{доп}})=23007080\text{тенге}$$

Определяем отчисления на пенсионный фонд:

$$\Phi_{\text{пф}}=(\Phi_{\text{полн.ПК}}\cdot 10\%)/100=1533805,3\text{тенге}$$

Определяем среднемесячную заработную плату:

$$\Phi_{\text{ср.м.}}=\Phi_{\text{полн.ПК}}/(N_{\text{к}}\cdot 12)=23007080/(30\cdot 12)=63908,6\text{тенге}$$

Затраты на сырье и вспомогательные материалы приведены в таблице 11.

Таблица 11-Расчет затрат на сырье и вспомогательные материалы

Наименование сырья и вспомогательного материала	Количество на которое установлена норма расхода	Норма расхода	Годовой расход	Цена	Сумма на весь объем тыс. тенге
Технический бензол	277200	1	277200	30616	84867552
Этилен	237600	1	237600	36736	8728474
Катализатор	158400	0,2	158400	43243	6849723
Итого:	-	-	-	-	100445750

Расчет затрат на топливо и энергию приведен в таблице 12.

Таблица 12-Расчет затрат на топливо и энергию

Виды энергоресурсов	Количество	Норма	Годовой расход	Цена	Сумма тыс.тенге
Топливо, т у. т/т	1523000	0.049	85333.5	2880	245760.5
Электроэнергия, кВт*ч/т	1637300	0.298	518967.0	327	169702.2
Оборотная вода, м ³ /т	1211600	0.253	440599.5	822.7	362481.2
Итого:	-	-	-	-	777943.9

Расчет амортизационных отчислений:

$$A=(\text{Произ.фонды}\cdot\text{норма амортиз.})/100=22648000\cdot 10,5/100=2378040$$

Затраты на текущий ремонт:

$$Z_{\text{тр}}=N\cdot Q,$$

где: N- норма на текущий ремонт; Q- производительность, т/год.

$$Z_{\text{тр}}=20\cdot 792=15840\text{ тенге}$$

Затраты на содержание и эксплуатацию оборудования:

$$Z_{\text{с.эк.}}=A+Z_{\text{тр}}=2378040+15840=2393880\text{ тенге}$$

Расчет затрат на внутривоздушную перекачку:

$$Z_{\text{в.п.}}=Q_{\text{пр}}\cdot C=2237\cdot 72=161064\text{ тенге,}$$

где: C – себестоимость 1 т перекачки.

Цеховые расходы определяют:

$C_p = (P_p \cdot H) / 100 = (1059605.27 \cdot 2.8) / 100 = 29668.9$ тыс. тенге,
 где: H – 2.8 цеховые расходы, %

Общезаводские расходы определяют:

$O_z = (P_p \cdot H_{o,p}) / 100 = (1059605.27 \cdot 1.4) / 100 = 148344.7$ тыс. тенге

В таблице 13 приведены основные суммы прямых затрат, которые являются обязательными.

Таблица 13-Сумма прямых затрат

Наименование статей	Сумма тыс. тенге
Топливо и энергетика	777943.9
Заработная плата	23007.08
Отчисление в пенсионный фонд	1533.8
Затраты на содержание и эксплуатацию оборудования	2393.9
Внутризаводская перекачка	161
Итого:	805037

Путем суммирования всех статей затрат определяют производственную себестоимость всей выработанной продукции:

$C_{в.пр.} = Z_{с.всп.мат} + P_p + O_z + C_p = 100445750 + 805037 + 148344.7 + 29668.9 = 101428800$ т

Стоимость товарного этилбензола приведена в таблице 14.

Таблица 14-Стоимость товарной продукции

Наименование товарной продукции	Количество тонн реализованной продукции	Себестоимость		Цена	
		1 т тенге	Всего выпуска тыс. тенге	1т тенге	Всего Выпуска тыс. тенге
Этилбензол	792	128066.7	101428,8	295680	234178,56

Показатели трудоемкости:

$T_p = (\text{норма} \cdot \text{часы}) / \text{годовой выпуск} = (238 \cdot 8) / 792000 = 0,0024$

Выработка на одного работающего:

$P_{т.р.} = T_n / 30 = 7652762 / 30 = 255092$ тыс. тенге/чел

Производительность труда:

$P_t = 392700 / 30 = 13090$ т/чел

Прибыль общая:

$\Pi = 234178560 - 128066700 = 106111860$ тенге

Прибыль чистая:

$\Pi_{ч} = \Pi(1 - 0.21) = 106111860 \cdot 0.79 = 83828369,4$ тенге

Стоимость оборотных средств (10% от основных фондов):

$$22648000/10=2264800\text{тенге}$$

Стоимость всех производственных фондов:

$$100445750+777\,943.9+101428800=202652493,9\text{ тенге}$$

Срок окупаемости=себестоимость/ч.прибыль:

$$101428800/83828369,4=1.2\text{ лет}$$

Объем выпуска готовой продукции равен 234178,56 тыс. тенге.

6.4 Основные технико-экономические показатели

В таблице 15 приведены общие итоговые технико – экономические показатели.

Таблица 15-Технико-экономические показатели

Основные показатели	Проект
Мощность по готовой продукции, т	792
Капитальные затраты, тенге	22648000
Численность работников, чел.	30
Производительность труда, т/чел	13090
Себестоимость продукции, тен/т	128066.7
Фирменная цена, тен/т	67000
Общая прибыль, тыс.тенге	106111,860
Чистая прибыль тыс./тенге	83828,37
Объем выпуска, тыс.тенге	234178.6
Срок окупаемости, год	1.2
Рентабельность	28 %

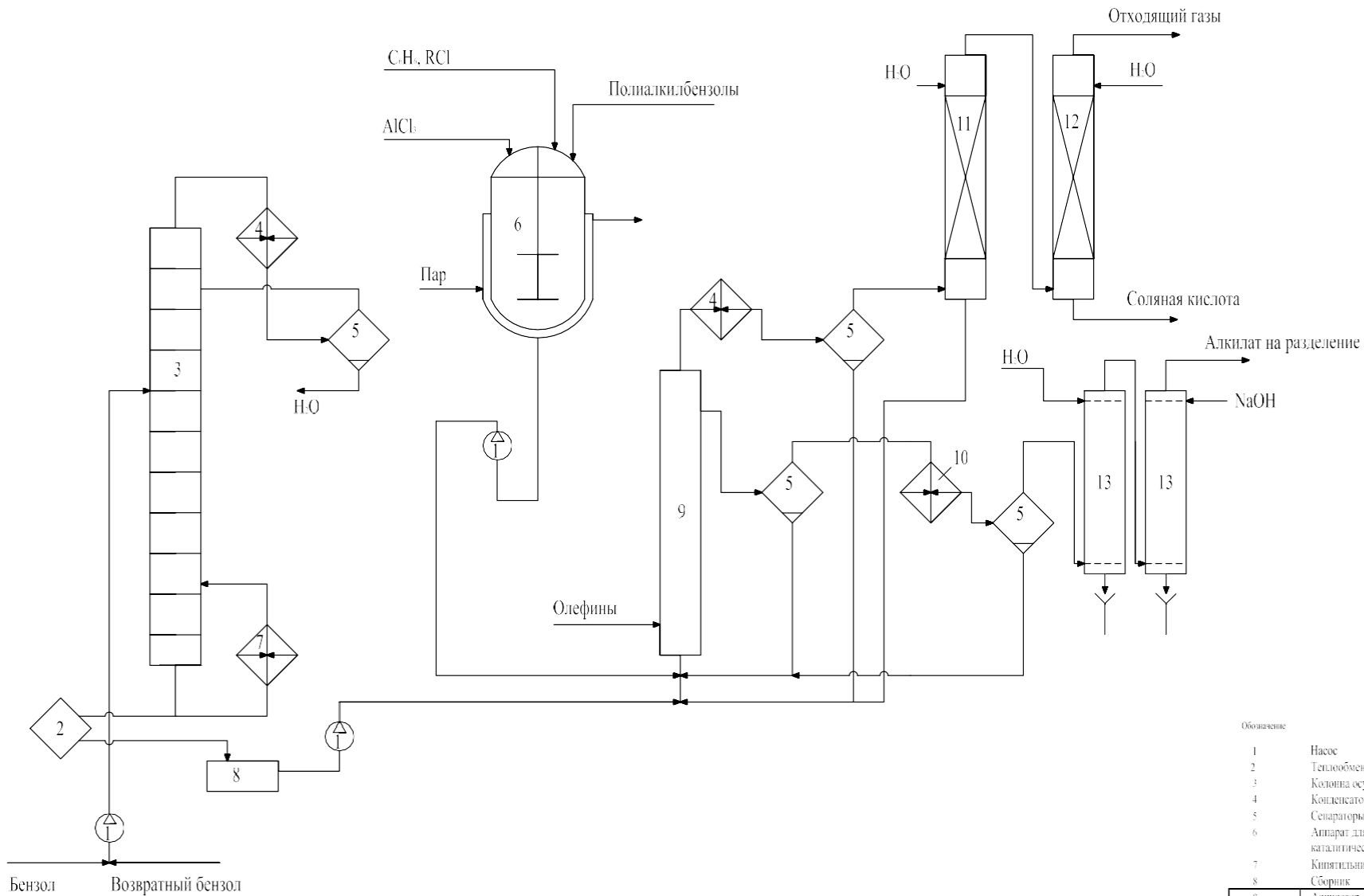
ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В заключении своей дипломной работы я хотел бы подвести итог о проделанной работе. В своей дипломной работе я рассматривал проект установки получения этилбензола. Сам по себе процесс получения этилбензола представляет собой алкилирование бензола этиленом. Рассмотрев технологическую схему алкилирования, я определил главный аппарат этой схемы-алкилатор. Он представляет собой вертикальный аппарат, в который снизу подается газообразный этилен, барбатирующий бензол в присутствии комплекса Густавсона. Для увеличения степени конверсии бензола и повышения выхода целевого продукта аппарат снабжен мешалкой, которая увеличивает площадь контакта газа с жидкостью. Химизм процесса основан на реакции Фриделя-Крафтса.

В нашей стране я бы рекомендовал разместить подобное производство непосредственно на территории Атырауского НПЗ. Мой выбор обусловлен тем, что в данный момент на территории Атырауского НПЗ размещаются установки, производящие бензол и этилен, необходимые для получения этилбензола, в достаточном количестве. Потенциальным рынком сбыта этилбензола являются заводы по производству стирола в восточном Казахстане. Размещая производство подобным образом, мы экономим средства, которые были бы затрачены на доставку сырья. Кроме того, производство этилбензола является малотоннажным, что позволяет размещать установку на территории уже функционирующих НПЗ, и играть роль дополнительного производства без ущерба для основной деятельности НПЗ.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- 1 Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического синтеза. – М.: Химия, 1988. – 582 с.
- 2 Тимофеев В.С., Серафимов Л.А. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза: Учеб. пособие для вузов. – М.: Высш.шк., 2003. – 536с.
- 3 Тагер А.А. Физико-химия полимеров. - М.: Химия, 1968, - 536с.
- 4 Соколов В.З. Производство и использование ароматических углеводородов. – М.: Химия. – 1980. – 334с.
- 5 Несмеянов А.Н., Несмеянов Н.А. Начала органической химии. – Л.: Химия. – 1971. – 1072 с.
- 6 Острожинская Г.И. Производство бензола. – Л.:Госхимиздат.– 1962.– 273 с.
- 7 Далин М.А. Алкилирование бензола олефинами. – М.: Госхимиздат. – 1957. – 118 с.
- 8 Коляндр Л.Я. Новые способы переработки бензола. – М.: Metallургия. – 1976. – 192 с.
- 9 Дячкова Т. П. Химическая технология органических веществ. – Н.: ТГУ.: - 2008 г. - 178с.
Химическая технология органических веществ. -ТГУ.: -178с. 2008 г.
- 10 Липович В.Г. Алкилирование ароматических углеводородов. – М.: Химия. - 1985. – 273 с.
- 11 Олбрайт Л.Ф. Алкилирование. Исследование и промышленное оформление процесса. – М.: Химия. - 1982. – 314 с.
- 12 Топчиев А.В. Реакции алкилирования органических соединений олефинами. – М.: Химия. – 1962. – 325 с.
- 13 Беркман Б.Е. Основы технологического проектирования производств органического синтеза. - М.: Химия, 1970. –368 с.
- 14 Козлов Б.И. Процессы алкилирования изомеризации и полимеризации в нефтепереработке. – М.: Химия. – 1990. – 64 с.
- 15 Гутник С.П., Сосонко В.Е., Гутман В.Д. Расчеты по технологии органического синтеза. – М.: Химия, 1988. – 272 с.
- 16 Кобевник В.Ф. Охрана труда. - М.: Высшая школа.-1990.-286с.
- 17 Ушаков К.З. Безопасность жизнедеятельности. -М.: МГТУ.-2000.-427с.
- 18 Линецкий В.А., Пряников В.И. Охрана труда, техника безопасности и пожарная профилактика на предприятиях химической промышленности. – М.: Химия. -1976.-285с.
- 19 Абросимов А.А. Экология переработки углеводородных систем. – М.: Химия. -2002.-468с.

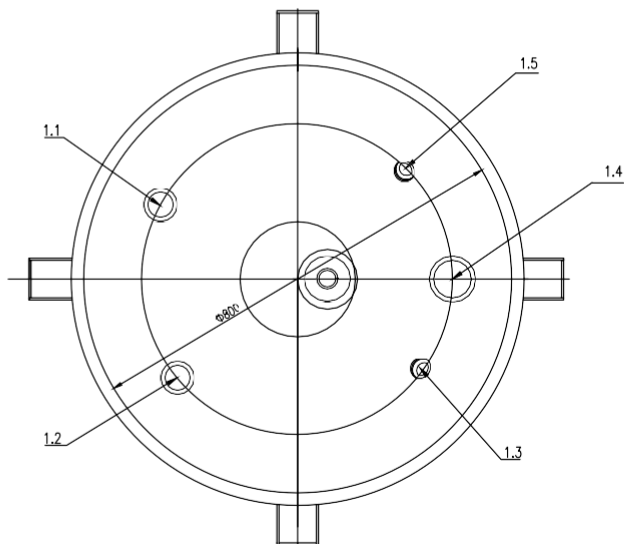
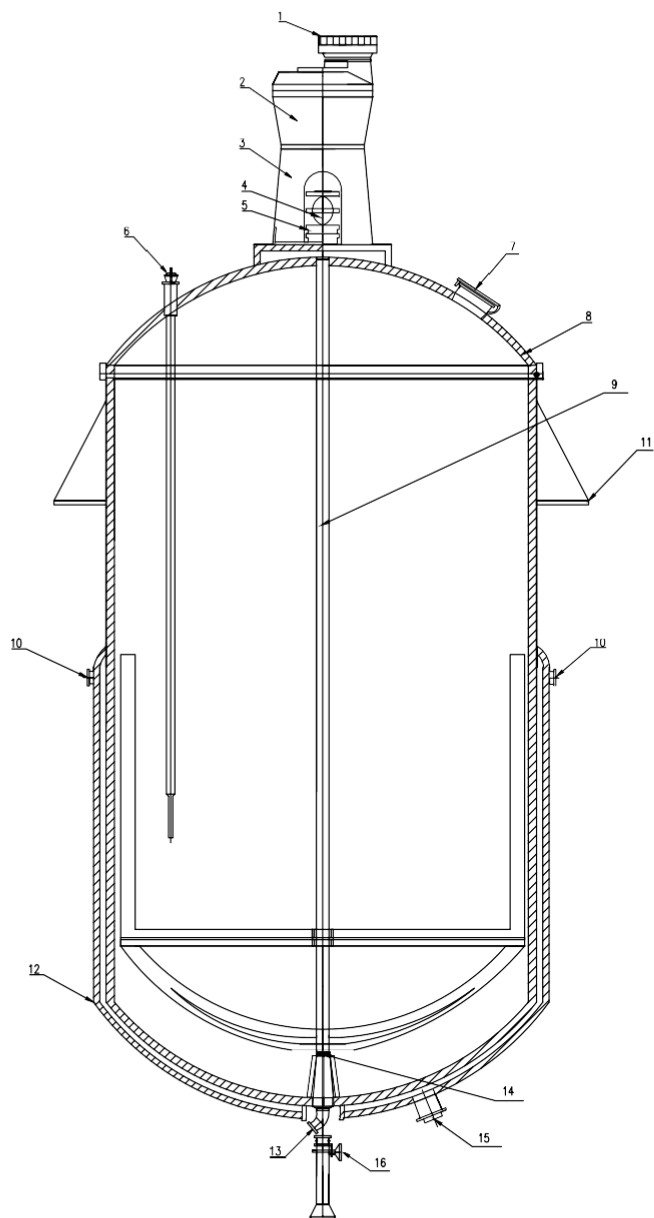


Обозначение	Название	Ед.	Предприятие
1	Насос	3	
2	Теплообменник	1	
3	Колонна осушки бензола	1	
4	Конденсаторы	2	
5	Сепараторы	4	
6	Аппарат для получения каталитического комплекса	1	
7	Кипятильник	1	
8	Сборник	1	
9	Алкилятор	1	
10	Холодильник	1	
11	Абсорбер	1	
12	Водной скруббер	1	
13	Промывные колонны	2	

ДП 05072100. 17. 001

Т а б л и ц а н о м е р о в

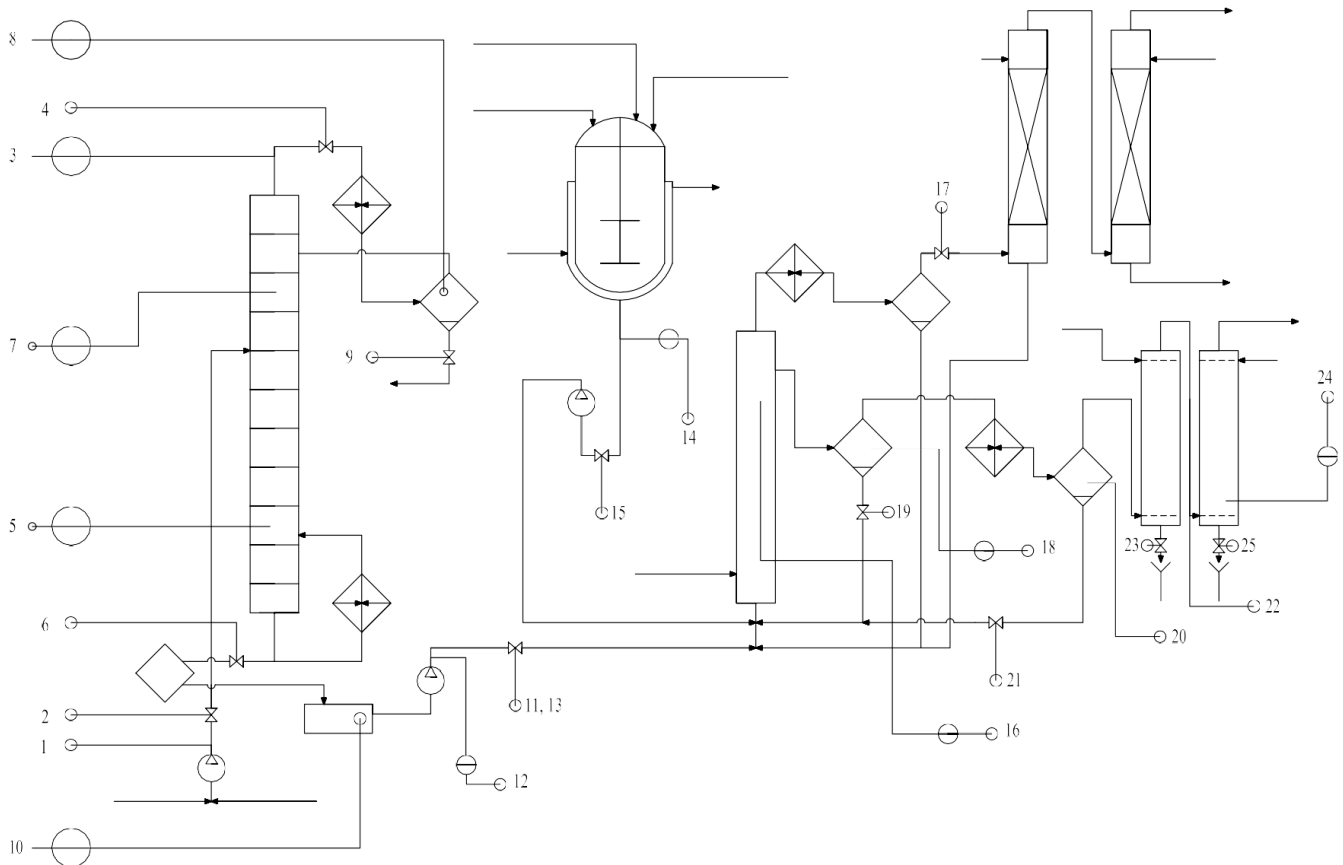
№	Наименование	Кол.	Примечание
1,1	Сварка	1	
1,2	Технология	1	
1,3	Классификация	1	
1,4	Деталь	1	
1,5	Изделие	1	



№	Наименование	Кол.	Примечание
1	Корпус	1	Эксп. 21.4
2	Редуктор	1	В. 1.1
3	Шестерня	1	
4	Шестерня	1	
5	Сварка	1	
6	Технология изготовления	1	
7	Деталь	1	
8	Крышка	1	
9	Сварка	1	
10	Входное отверстие	2	
11	Штанга	1	
12	Сварка	1	
13	Выходное отверстие	1	
14	Изделие	1	
15	Входное отверстие	1	
16	Входное отверстие	1	

ДИ 05072100. 17. 002

№	Имя	Дата	Масштаб	Лист	Листов
			1:20	Лист 2	Листов 3



	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
Приборы местные	11		12		13		14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25							
Штг приборов																									
Штг оператора	11, 12	13, 14	15, 16	17, 18	19, 20	21, 22	23, 24	25	11, 13	14, 15	16, 17	18, 19	20, 21	22, 23	24, 25										



ДП 05072100. 17.003



