

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра Химическая технология и ресурсосбережение

(наименование кафедры/департамента/центра полностью)

18.03.02. Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии,  
нефтехимии и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль) / специализация)

## **ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

на тему «Разработка колонны отмывки  $\alpha$ -метилстирол-дистиллята от  
изопропилбензола»

Обучающийся

И.В. Андреева

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., С.А. Соков

(ученая степень (при наличии), ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2025

## Аннотация

Актуальность работы заключается в том, что очистка альфа-метилстирола дистиллята имеет важное технологическое значение, так как примеси, находящиеся в потоке мономера, требуют значительных энергетических затрат на циркуляцию их возрастающего количества. Вследствие вышеупомянутых факторов снижается энергоемкость и эффективность технологической схемы производства.

Цель работы заключается в теоретическом исследовании и практической реализации установки колонны отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.

Выпускная квалификационная работа состоит из введения, 3 глав, заключения, списка литературы и приложений.

В введении описывается актуализация выбранной темы работы, также описывается поставленная цель перед работой, с перечнем решаемых задач для ее достижения.

В первой главе описывается химизм, физико-химические и кинетические закономерности кумольного метода. Способы разделения и очистки побочных продуктов промышленного получения фенола и ацетона.

Во второй главе описывается существующая технологическая схема циркуляции потока альфа-метилстирола дистиллята на ООО «Тольяттикаучук». Делается модернизация технологической схемы стадии дистилляции на ООО «Тольяттикаучук».

В третьей главе производится расчёт ректификационной колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.

В заключение приведены основные выводы, полученные в результате проведенного исследования.

Работа изложена на 84 страницах машинописного текста, содержит 10 рисунка, 10 таблиц, библиография включает 67 наименований.

## **The abstract**

The relevance of the work lies in the fact that purification of alpha-methylstyrene distillate is of great technological importance, since impurities in the monomer flow require significant energy costs for the circulation of their increasing amount. Due to the above-mentioned factors, the energy intensity and efficiency of the production flow chart are reduced.

The purpose of the work is to theoretically study and practically implement the installation of a column for washing alpha-methylstyrene distillate from isopropylbenzene.

The final qualifying work consists of an introduction, 3 chapters, a conclusion, a list of references and appendices.

The introduction describes the actualization of the chosen topic of the work, and also describes the goal set before the work, with a list of tasks to be solved to achieve it.

The first chapter describes the chemistry, physicochemical and kinetic patterns of the cumene method. Methods for separating and purifying by-products of industrial production of phenol and acetone. A patent search is carried out on the topic of the research. The rationale for the solution to purify alpha-methylstyrene from isopropylbenzene impurities by rectification is given.

The second chapter describes the existing flow chart of alpha-methylstyrene distillate circulation at Togliattikauchuk LLC. The process chart of the distillation stage at Togliattikauchuk LLC is modernized.

The third chapter calculates the rectification column for washing alpha-methylstyrene distillate from isopropylbenzene.

In conclusion, the main findings obtained as a result of the study are presented.

The work is presented on 84 pages of typewritten text, contains 10 figures, 10 tables, the bibliography includes 67 titles

Оглавление

Введение.....	6
Глава 1. Теоретическое исследование способа получения альфа-метилстирола и его очистки от примесей, составы и свойства азеотропных смесей изопропилбензола.....	8
1.1 Физико-химические свойства альфа-метилстирола.....	8
1.2 Промышленные способы получения альфа-метилстирола.....	9
1.2.1 Получение альфа-метилстирола каталитическим дегидрированием изопропилбензола.....	9
1.2.2 Получение альфа-метилстирола кумольным методом.....	11
1.2.3 Химизм, физико-химические и кинетические закономерности кумольного метода.....	16
1.3 Способы разделения и очистки побочных продуктов промышленного получения фенола и ацетона.....	21
1.4 Патентный поиск.....	27
1.5 Обоснование решения по очистке альфа-метилстирола от примесей изопропилбензола методом ректификации.....	29
Глава 2. Технологическая часть.....	32
2.1 Существующая технологическая схема циркуляции потока альфа-метилстирола дистиллята на ООО «Тольяттикаучук».....	32
2.2 Модернизация технологической схемы стадии дистилляции на ООО «Тольяттикаучук».....	38
Глава 3. Расчетный раздел.....	42
3.1 Расчёт ректификационной колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.....	42
3.2 Материальный баланс процесса отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.....	48
3.3 Расчет скорости пара и конструктивный расчет диаметра колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.....	51
3.4 Конструктивный расчет высоты колонны для отмывки альфа-	

метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.....	55
3.5 Расчет теплового баланса процесса отмывки альфа-метилстирола- дистиллята от изопропилбензола .....	63
Заключение .....	66
Список используемой литературы.....	68
Приложение А: Установка колонны отмывки альфаметилстирола-дистиллята от изопропилбензола .....	79

## Введение

На предприятии ООО «Тольяттикаучук» альфа-метилстирол ( $\alpha$ -метилстирол) применяется в качестве ключевого мономера при синтезе латексов и коммерческих сортов каучука. Технологический процесс организован таким образом, что в систему непрерывно подается свежий  $\alpha$ -метилстирол, а также осуществляется рециркуляция восстановленного мономера.

На определенном этапе производства ректифицированный  $\alpha$ -метилстирол смешивается с его дистиллятом, что приводит к накоплению побочных компонентов, в частности изопропилбензола (кумола).

Актуальность исследования: повышение чистоты  $\alpha$ -метилстирола на стадии дистилляции является критически важной задачей, поскольку присутствие посторонних веществ, особенно изопропилбензола, увеличивает энергопотребление процесса из-за необходимости многократной переработки растущего объема примесей. Это, в свою очередь, снижает энергоэффективность и общую производительность технологической линии.

Объект исследования: технологическая линия и аппаратное обеспечение процесса очистки  $\alpha$ -метилстирола-дистиллята от примесей изопропилбензола.

Предмет исследования: методы и физико-химические принципы очистки  $\alpha$ -метилстирола от изопропилбензола.

### Цели и задачи работы

Основная цель исследования — теоретическое обоснование и практическая разработка установки для очистки  $\alpha$ -метилстирола-дистиллята от изопропилбензола методом ректификации. Для ее достижения поставлены следующие задачи:

- ~ анализ существующих промышленных методов синтеза  $\alpha$ -метилстирола и его очистки, изучение состава и свойств азеотропных систем на основе изопропилбензола.

- ~ расчет равновесных концентраций жидкой и паровой фаз в многокомпонентных системах, содержащих  $\alpha$ -метилстирол, изопропилбензол и азеотропообразующую добавку.
- ~ проектирование ректификационных колонн для очистки возвратного  $\alpha$ -метилстирола в непрерывном и периодическом режимах.
- ~ разработка технологической схемы удаления примесей из  $\alpha$ -метилстирола.
- ~ конструирование ректификационной колонны, оптимизированной для очистки  $\alpha$ -метилстирола.
- ~ обобщение результатов теоретического и экспериментального исследования.

Выпускная квалификационная работа состоит из введения, 3 глав, заключения, списка литературы и приложений. ВКР изложена на 85 страницах машинописного текста, содержит 10 рисунка, 10 таблиц, библиография включает 43 наименований.

# Глава 1 Теоретическое исследование способа получения альфа-метилстирола и его очистки от примесей, составы и свойства азеотропных смесей изопропилбензола

## 1.1 Физико-химические свойства альфа-метилстирола

«Альфа-метилстирол  $C_6H_5 - C(CH_3) = CH_2$  — бесцветная жидкость, кипящая при температуре 161-162°C. Полимеризуется медленнее стирола, что облегчает его выделение из реакционных смесей и хранение. В производстве синтетических каучуков (сополимеризация с бутадиеном) альфа-метилстирол используется наравне со стиролом, но для производства пластмасс применяется в ограниченных количествах» [34].

$\alpha$ -Метилстирол относится к ключевым химическим соединениям, играющим важную роль в синтезе каучуков специального назначения, включая бутадиен-стирольные сополимеры. Отличительными свойствами данного вещества являются выраженный специфический аромат, практически нулевая растворимость в водной среде (показатель ниже 0,01%) при отличной совместимости с органическими растворителями. Следует подчеркнуть, что пары этого соединения способны формировать взрывоопасные комбинации с атмосферным воздухом, а само вещество классифицируется как токсичное. В соответствии с действующими санитарными нормами, максимально разрешенная концентрация паров  $\alpha$ -метилстирола в производственных помещениях не должна превышать 5 мг на кубический метр [30].

При длительном контакте с кислородом воздуха наблюдается процесс медленного окисления вещества с последующим образованием высокотоксичных соединений - формальдегида и ацетофенона. Это обстоятельство диктует необходимость соблюдения строгих правил хранения данного химического продукта.

В современных производственных процессах  $\alpha$ -метилстирол занимает значимое место в создании разнообразных полимерных композиций. Особую

ценность он представляет при изготовлении ударопрочных АБС-пластиков, существенно улучшая их механическую стойкость и термостабильность. Кроме того, данный компонент широко востребован при производстве специализированных пластических масс, изделий из резины и защитных покрытий, где он положительно влияет на светопропускающие характеристики конечного продукта.

Особого внимания заслуживают олигомерные формы  $\alpha$ -метилстирола, которые нашли применение в качестве высокоэффективных пластифицирующих добавок. Их используют при создании различных промышленных составов: от лакокрасочной продукции и адгезивных смесей до полимерных композитов и защитных восковых покрытий [64].

Современный рынок потребления  $\alpha$ -метилстирола отличается широким спектром применения. Основные направления использования включают производство полимерных смол, создание пластифицирующих добавок, изготовление клеевых составов, разработку защитных покрытий и синтез промежуточных химических продуктов [63].

Процесс полимеризации  $\alpha$ -метилстирола имеет важное промышленное значение. В производственных условиях он может осуществляться как непрерывным, так и периодическим методами, в различных средах, включая эмульсионные и суспензионные системы, а также в массе или с использованием органических растворителей. Максимальная температура, при которой возможна полимеризация, составляет  $61^{\circ}\text{C}$  [34].

«Этот мономер демонстрирует высокую реакционную способность в процессах сополимеризации с такими соединениями, как стирол, акрилонитрил, бутадиен и другими ненасыщенными соединениями. Полимеризация может протекать по различным механизмам, включая радикальный и ионный пути, причем особенно активно процесс идет по анионному механизму, например, при использовании амида натрия в качестве катализатора» [64].

В таблице 1 представлены основные нормативные требования к качеству  $\alpha$ -метилстирола, используемого в производственных процессах предприятия ООО "Тольяттикаучук". Эти показатели включают физико-химические характеристики, степень чистоты и содержание допустимых примесей, что обеспечивает стабильность технологических процессов и качество выпускаемой продукции.

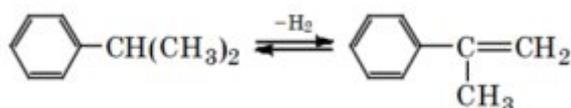
Таблица 1 – Характеристики исходного сырья

Регламентируемые показатели	Значение показателей	Метод испытания
1. Внешний вид	Прозрачная/желтоватая жидкость без механических примесей	ТУ 2414-018-47773778-2006, 1 сорт (не менее 99,7 %)
2. Массовая доля <u>альфаметилстирола</u> , %, не менее	99,7	
3. Массовая доля <u>изопропилбензола и стирола</u> , %, не более	0,03	
4. Цветность по <u>платиново-кобальтовой шкале (по Ханзену)</u> , не более	15	
5. Показатель преломления при 20°C	1,5378-1,5390	
6. Массовая доля полимера, %, не более	0,001	
7. Массовая доля фенола, %, не более	0,0005	

## 1.2 Промышленные способы получения альфа-метилстирола

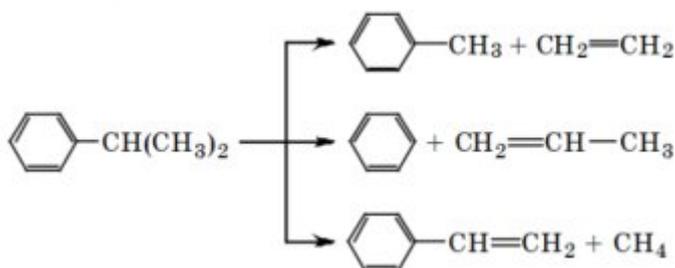
### 1.2.1 Получение альфа-метилстирола каталитическим дегидрированием изопропилбензола

Реакция дегидрирования изопропилбензола представлена ниже:



«Реакция протекает с увеличением объема и поглощением тепла. Поэтому наиболее благоприятными условиями для нее являются повышенные

температуры и низкие парциальные давления. Для увеличения глубины превращения сырья его разбавляют водяным паром. Одновременно с основной реакцией протекают побочные реакции — разложение и уплотнение» [55]. «В результате образуются метилбензол и стирол, а кроме того, этилен, пропилен, метан и этан» [55]:



В промышленных условиях процесс дегидрирования этилбензола и изопропилбензола осуществляется с применением железоксидных катализаторов. Отечественная промышленность выпускает катализатор марки К-22, содержащий 69-73% оксида железа ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) в качестве активного компонента. Важной особенностью технологического процесса является использование водяного пара, который выполняет несколько ключевых функций:

- ~ предотвращает коксообразование на поверхности катализатора;
- ~ обеспечивает газификацию углеродистых отложений;
- ~ поддерживает стабильную активность каталитической системы.

Благодаря введению водяного пара в реакционную зону, продолжительность эффективной работы катализатора без необходимости регенерации достигает 18-24 месяцев. Оптимальные температурные условия процесса находятся в диапазоне 560-580°C.

Для проведения реакции дегидрирования применяют адиабатические реакторы, конструктивно аналогичные оборудованию, используемому при дегидрировании бутенов. В качестве теплоносителя в системе используется перегретый водяной пар, который обеспечивает:

- ~ поддержание требуемого температурного режима;
- ~ равномерное распределение тепла в реакционной зоне;
- ~ минимизацию тепловых потерь.

Такое технологическое решение позволяет достигать высокой эффективности процесса при относительно простом аппаратном оформлении. Конструктивные особенности реакторов обеспечивают стабильность работы каталитической системы в течение всего срока эксплуатации. [55].

Продукт дегидрирования, так называемое печное топливо, содержит целевой альфа-метилстирол и ряд побочных продуктов. Пример состава печного топлива приведен в табл. 2.

Таблица 2 – Состав печного масла

Компоненты	Содержание, масс.%
Альфа-метилстирол	39,5
Изопропилбензол	55,5
Бензол	1,8
Толуол	3,0
Смола	0,2

Выделение и очистка альфа-метилстирола из печного масла осуществляется посредством ректификации под глубоким вакуумом. «В результате ректификации часть изопропилбензола выделяется и подается на производство заново, а другая часть используется в качестве флегмы. Альфаметилстирол ректификат на выходе имеет следующий состав:

- ~ альфа-метилстирол – 99,7% масс.;
- ~ фенол – не более 0,002 % масс.;
- ~ стирол – не более 0,05 % масс.;
- ~ полимеры – отсутствие» [30].

### 1.2.2 Получение альфа-метилстирола кумольным методом

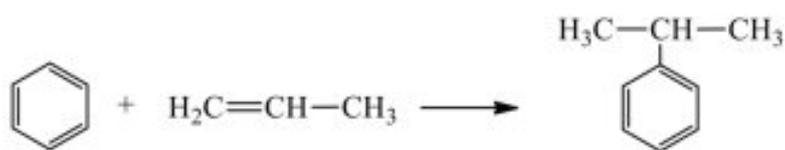
«Фенол как таковой практически не используется. Но в связи с тем, что в его молекулу входят два умеренно реакционноспособных фрагмента

(ароматическое кольцо и ОН-группа), каждый из которых может участвовать в дальнейших превращениях, фенол является основой для синтеза многих важных химических продуктов» [24].

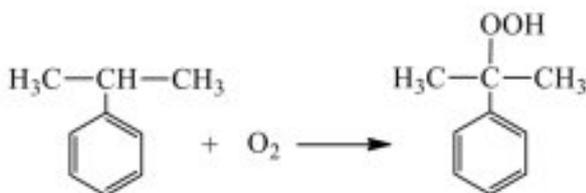
«Технология получения фенола и ацетона окислением изопрропилбензола была разработана на основе исследований П.Г. Сергеева, Б.Д. Кружалова, Р.Ю. Удриса и М.С. Немцова, первая установка была введена в эксплуатацию в 1949 году в СССР. Реакция была открыта в 1942 году Р.Ю. Удрисом» [35].

Процесс состоит из трех стадий, в общем виде их можно представить следующим образом:

«На первой стадии изопрропилбензол получают алкилированием бензола пропиленом» [37]:

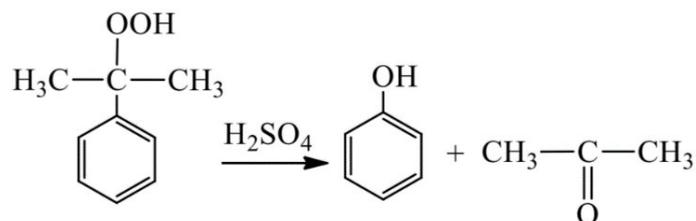


«На второй стадии происходит окисление изопрропилбензола кислородом воздуха, в результате продуктом реакции является гидропероксид изопрропилбензола» [37]:



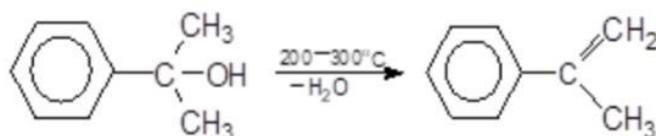
«Около 98% изопрропилбензола используется в производстве фенола и его побочного продукта, ацетона, с использованием гидропероксида изопрропилбензола в качестве химического промежуточного продукта» [66].

«На заключительном этапе гидропероксид разлагается в присутствии серной кислоты, продуктами реакции являются целевой фенол и ацетон» [37]:



На этой стадии «побочным продуктом является альфа-метилстирол. Компоненты, содержащиеся в полученном гидропероксиде изопропилбензола, вступают в побочные реакции на стадии его разложения. Одним из таких компонентов является диметилфенилкарбинол, который разлагается до альфа-метилстирола» [37].

Реакция дегидрирования диметилфенилкарбинола представлена ниже:



Как и большинство других процессов дегидратации спиртов, это превращение осуществляется под воздействием оксида алюминия при температуре 200-320°C.

«Кумольный метод не идеален, несмотря на свою длительную эксплуатацию. Многие стадии метода требуют значительных капитальных затрат, а из-за многостадийности выход фенола становится труднодостижимым» [43].

Алкилирование бензола в изопропилбензол осуществляется пропиленом в присутствии безводного хлорида алюминия - AlCl<sub>3</sub>. «В качестве катализаторов алкилирования, кроме AlCl<sub>3</sub>, могут быть использованы H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, безводный HF, BF<sub>3</sub>, фосфорная кислота на носителях, алюмосиликаты и цеолиты. В зависимости от используемого катализатора процесс

алкилирования протекает в гомогенной или гетерогенной системе, в паровой или жидкой фазах. Процесс с H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> проводят в жидкой фазе при 10-40 °С и 0,1-1,0 МПа; концентрация H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – 90-98%, мольные соотношения бензол:пропилен = 6:1, объемное соотношение H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> и углеводородной фазы 1:1. Процесс с H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> проводят в газовой фазе при 225-275 °С и 2-6 МПа, соотношение бензол:пропилен = 3:1. С алюмосиликатами или цеолитами – в жидкой или газовой фазе при 200-400 °С при давлении, с HF – в жидкой фазе при 10-40°С» [35].

Затем полученный изопропилбензол окисляют до гидропероксида. «Окисление изопропилбензола проводят в реакторах пластинчатого типа, в которых жидкость течет сверху вниз, а воздух движется противотоком – снизу вверх. Над каждой пластиной расположены холодильные элементы, поддерживающие заданную температуру: 120 °С на верхней пластине и до 100 °С в кубе» [35].

«Концентрированный до ≈ 90% гидропероксид изопропилбензола содержит примеси различных продуктов окисления изопропилбензола. В таблице 3» [41] приведен пример состава гидропероксида, полученного окислением изопропилбензола:

Таблица 3 – Сырье, используемое для разложения

Компоненты	Содержание, масс. %
Гидропероксид изопропилбензола	82,55
Изопропилбензол	11,88
Диметилфенилкарбинол (ДМФК)	3,97
Ацетофенон	0,61
Вода	0,06
Дикумилпероксид (ДКП)	0,62
Фенол	0,02
Неидентифицируемые	0,29
Сумма	100

Затем полученный гидропероксид изопропилбензола разлагается под действием кислоты на фенол и ацетон при температуре около 60°С.

«Технология разложения ГПИБ на фенол и ацетон состоит из следующих основных стадий: приготовление раствора катализатора в виде 3%-ного раствора серной кислоты в ацетоне, разложение ГПИБ, ректификация с выделением ацетона и фенола» [35].

«Разложение кислот происходит с повышенной скоростью и с большим экзотермическим эффектом (2080 кДж/кг ГПИБ), поэтому возникает необходимость в интенсивном отводе тепла. Тепло реакции отводится испарением ацетона» [35].

«Побочные продукты окисления гидропероксида изопропилбензола также вступают в реакцию разложения кислот, полученные компоненты отгоняются ректификацией» [41]. В таблице 4 отражен пример [41] состава смеси полученных продуктов разложения.

Таблица 4 – Состав реакционной массы разложения ГПИБ

Компоненты	Содержание, масс.%
Фенол	40,75
Ацетон	44,56
Дикумилпероксид (ДКП)	0,14
Диметилфенилкарбинол (ДМФК)	0,07
Кумилфенолы	0,18
Сумма димеров АМС	0,12
Ацетофенон	0,51
АМС	2,58
Изопропилбензол	9,69
Гидроксиацетон	0,04
Оксид мезитила	0,01
Неидентифицируемые	0,46
Вода	0,89
Сумма	100

«Важным критерием селективности процесса разложения является выход побочного продукта — альфа-метилстирола, имеющего технологическое значение. После ректификации альфа-метилстирол либо гидрируется в изопропилбензол и направляется на рецикл, либо выделяется в качестве целевого товарного продукта. Подходы к увеличению выхода альфа-

метилстирола в основном базируются на изменении соотношения фенол — ацетон — вода — изопропилбензол — серная кислота» [13].

«В случае изменения состава реакционной среды (до 20 мас. % изопропилбензола при мольном соотношении ацетон — фенол до 1,5:1) в сочетании с используемыми в процессе реакторами смешения и вытеснения достигается выход АМС 80%» [13].

«Альфа-метилстирол, выделяемый в качестве целевого продукта в технологии кумольного метода, имеет следующий состав, отраженный в таблице 5» [41]:

Таблица 5 – Состав АМС ректификата, (масс.%)

Состав АМС ректификата, (масс.%)	
Альфа-метилстирол	99,9
Бутадиен	0,015
Состав АМС ректификата, (масс.%)	
Изопропилбензол	0,022
Стирол	0,061

«Альфа-метилстирол с содержанием основного вещества 99,7-99,9% используется в качестве мономера в процессах полимеризации» [35]. В частности, на предприятии ООО «Тольяттикаучук».

### **1.2.3 Химизм, физико-химические и кинетические закономерности кумольного метода**

Так как ценным побочным продуктом данного метода «является альфаметилстирол, то далее были рассмотрены две из трех стадий процесса, благодаря которым он получается, а именно:

- ~ окисление изопропилбензола в гидропероксид изопропилбензола;
- ~ сернокислотное разложение гидропероксида до целевых фенола и ацетона» [35].

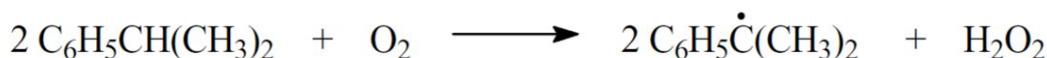
«Окисление изопропилбензола проводят в жидкой фазе при температуре 110-130 °С и давлении 0,3-0,5 МПа, кислородом воздуха или техническим

кислородом. Окислению чистого изопропилбензола предшествует индукционный период продолжительностью около 1,5 часов. Для сокращения индукционного периода к изопропилбензолу добавляют небольшое количество готового гидропероксида изопропилбензола. Значительное сокращение индукционного периода достигается также при проведении процесса в присутствии меди или солей Na, K, Mg» [35].

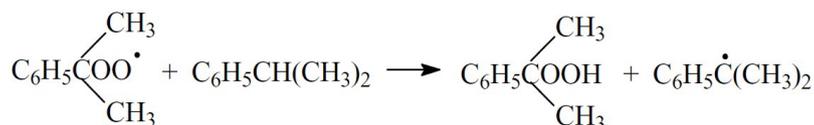
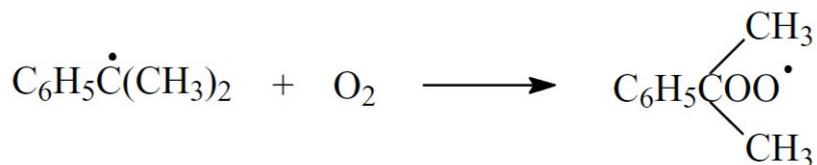
«Ингибиторы (фенол, олефины, серосодержащие соединения) сильно тормозят процесс, приводя к появлению индукционного периода, поэтому исходные углеводороды необходимо тщательно очищать от нежелательных примесей» [34].

Поэтому изопропилбензол, полученный в присутствии твердого катализатора фосфорной кислоты, для окисления не пригоден. «Процесс протекает по радикально-цепному механизму (выше 100 °С приобретает вырожденно-разветвленный характер) через следующие стадии:» [35].

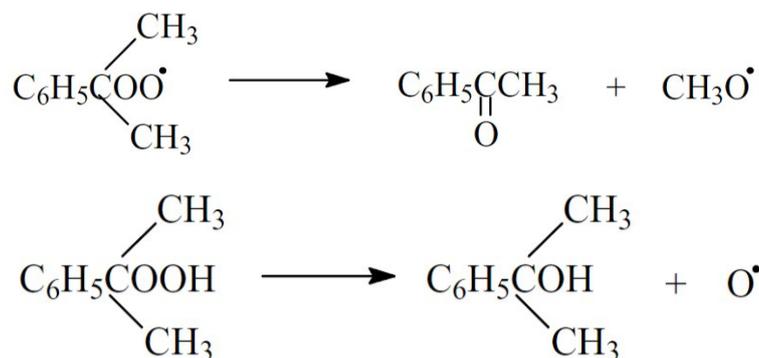
~ инициирование (зарождение цепи) – тримолекулярное инициирование (энергия связи DC-H << 376 кДж/моль):



– продолжение цепи:

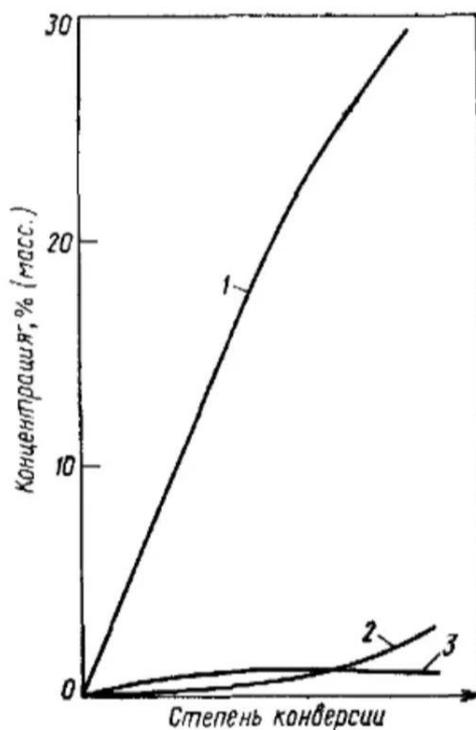


«Пероксирадикал и гидропероксид могут распадаться с образованием ацетофенона и диметилфенилкарбинола соответственно:» [35]



Образование продуктов играет ключевую роль в получении гидропероксидов, что делает возможным возникновение аварийной ситуации. «При этом последовательным продуктом превращения гидропероксида является спирт – диметилфенилкарбинол, а параллельно с ним из пероксидного радикала происходит образование кетона» [34].

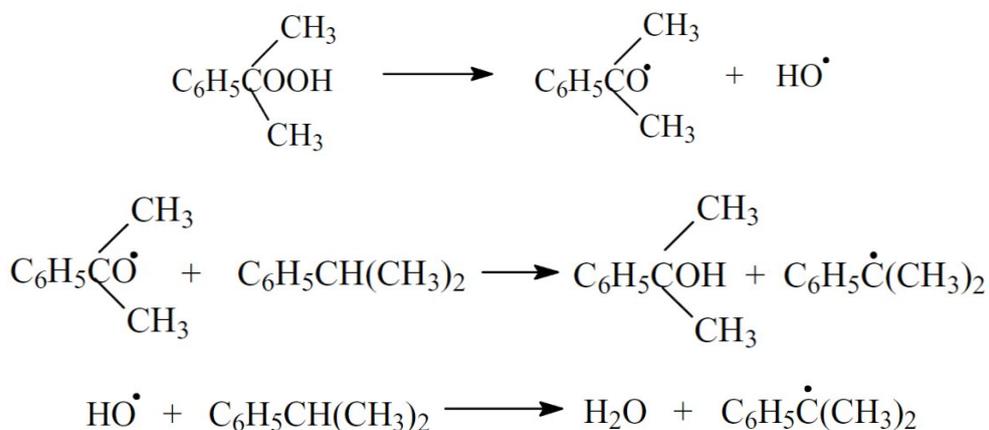
«Эта закономерность отражена в характере кинетических кривых, представленных на рисунке 1» [34].



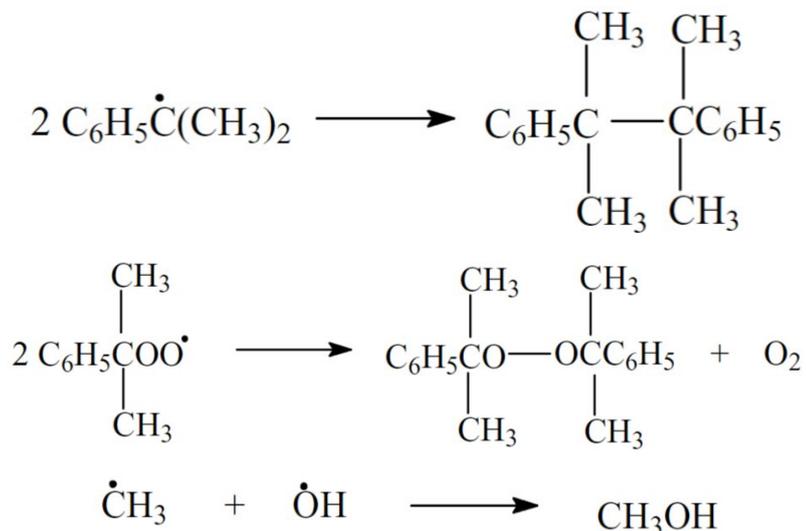
1 – гидропероксид изопропилбензол; 2 – диметилфенилкарбинол; 3 – ацетофенон.

Рисунок 1 – Зависимость накопления продуктов окисления изопропилбензола от степени конверсии

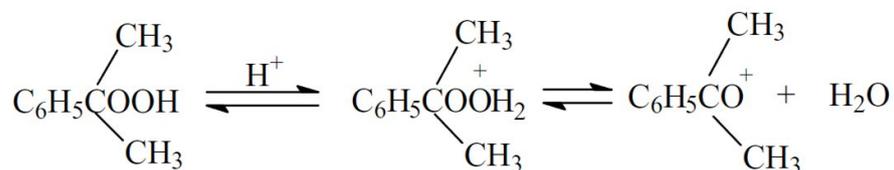
«Вырожденное разветвление цепи происходит за счет термического разложения гидропероксида:» [9]

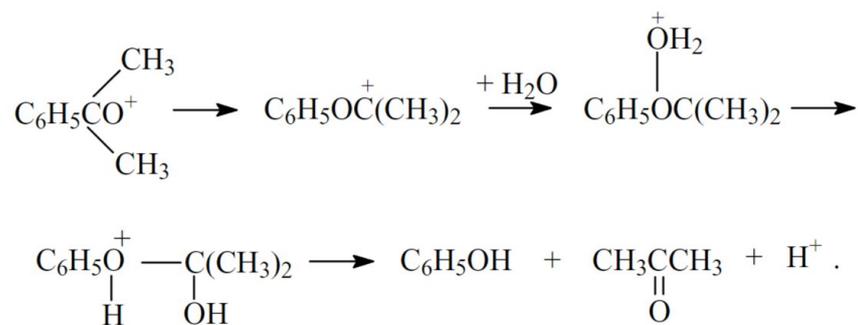


Обрыв цепи:

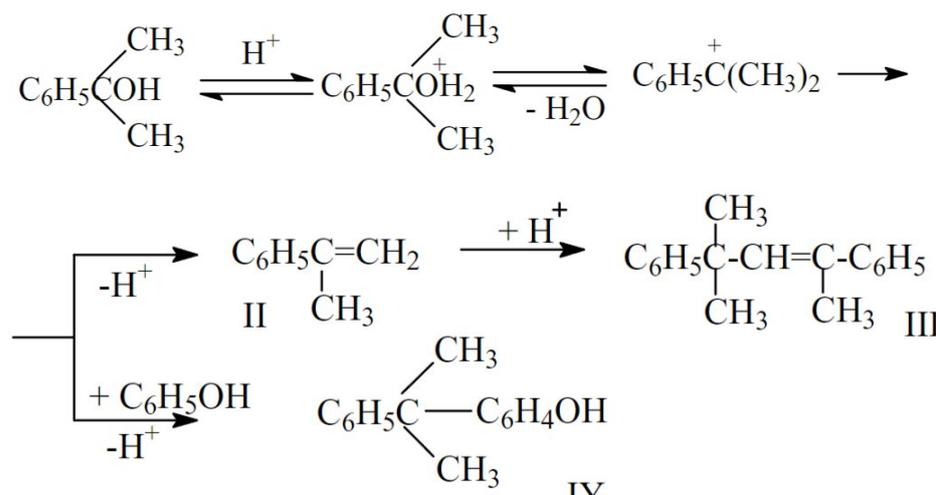


«Распад гидроперекиси на фенол и ацетон происходит под действием серной кислоты (0,1% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>). Реакция протекает по ионному механизму с промежуточным образованием катионов. В свою очередь, перегруппировка катиона с миграцией фенильной группы к атому кислорода и взаимодействием ее с водой в дальнейшем приводит к образованию фенола и ацетона:» [9].

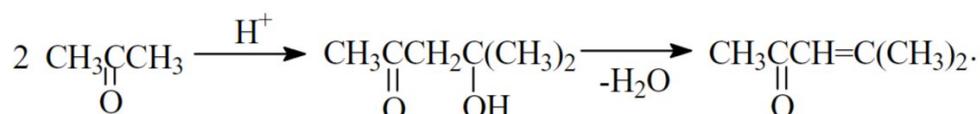




«Технический гидропероксид изопропилбензола содержит в своем составе некоторое количество ацетофенона и диметилфенилкарбинола. При дегидратации из диметилфенилкарбинола, который является наиболее реакционноспособным побочным продуктом, образуются альфа-метилстирол и его димеры, а также кумилфенол и смолистые вещества:» [35].



«При повышении концентрации кислоты и температуры возможны реакции альдольной конденсации ацетофенона и ацетона с образованием в случае последнего окиси мезитила:» [35].



«В кинетическом отношении кислотное разложение характеризуется очень высокой скоростью, при этом практически полная конверсия в присутствии 0,05-0,1%  $H_2SO_4$  (в пересчете на гидропероксид) при 50-60°C достигается за 2-3 минуты. Реакция ингибируется водой и ускоряется образующимся фенолом, имеющим первые порядки по отношению к кислотному катализатору и гидропероксиду» [35].

«Ввиду высокой скорости процесса для его промышленной реализации очень важен эффективный отвод большого количества выделяющегося тепла: 2080 кДж на 1 кг гидропероксида» [34]. Для достижения этой цели в качестве разбавителей в первую очередь используют продукты реакции или ацетон.

### **1.3 Способы разделения и очистки побочных продуктов промышленного получения фенола и ацетона**

«Методы разделения побочных продуктов производства фенола и ацетона касаются получения фенола высокой чистоты, а также выделения ценных побочных продуктов, в дальнейшем определяемых как товарные. К примесям, ухудшающим свойства товарных продуктов, относятся алкилароматические, непредельные, карбонильные соединения, в частности изопропилбензол, альфа-метилстирол (АМС), мезитилоксид (МО), форон, 2-метилбензофуран (2-МБФ), гидроксиацетон (ГА), крезолы, альдегиды и т. д.» [24].

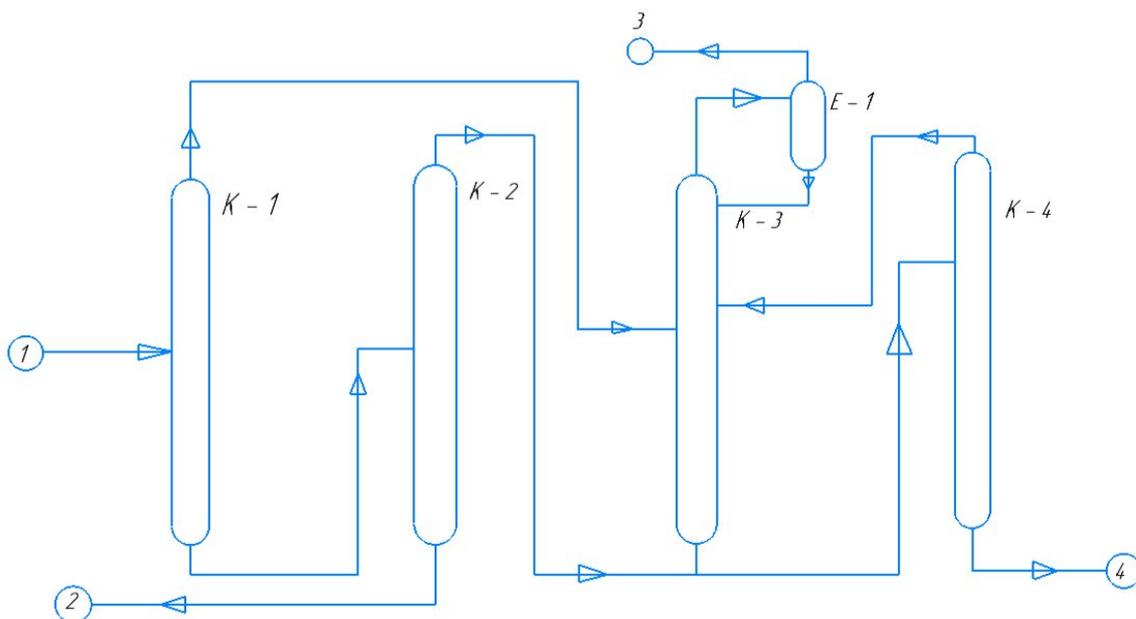
«Существуют различные методы разделения образующихся примесей, но все они основаны на фундаментальном процессе ректификации. Сложность схемы ректификации для смесей, получаемых в этом процессе, заключается в наличии многочисленных точек — максимальных, минимальных и тангенциальных азеотропов» [24].

Как указано в патенте SU 1710541 А1, который можно считать классическим примером, «для очистки исходный фенол подвергают

первичной ректификации в двух последовательно расположенных колоннах на две фракции с их соотношением 1:(1-4)» [42].

«При этом первую фракцию с повышенным содержанием примесей подвергают повторной ректификации в 3-й колонне с отбором дистиллята, который расслаивается на водный и органический слой, содержащий примеси, его выводят из системы, а водный возвращают на орошение 3-й колонны. При этом кубовый продукт 3-й колонны, содержащий воду и фенол в соотношении (0,15-2):1, смешивают со второй фракцией первой ректификации и подвергают ректификации в 4-й колонне с разделением дистиллята – смеси фенола и примесей, который возвращают в 3-ю колонну, и кубового остатка – фенола» [42].

На рисунке 2 приведена технологическая схема способа.



К-1,2 – колонны разделения фенольных фракций; К-3 – колонна ректификации 1-й фракции с водой; К-4 – колонна ректификации и сушки 1-й и 2-й фракций; Е-1 – флорентийский сосуд. Поток: 1 – поток фенола; 2 – фенольная смола; 3 – фракция примесей; 4 – очищенный фенол.

Рисунок 2 – Технологическая схема ректификации фенольного потока

Согласно анализу патентной документации, в коммерческом феноле допустимая концентрация примесных веществ не превышает 0,07 массовых

процента. В настоящее время разработаны различные технологические подходы к сепарации побочных продуктов синтеза, однако в масштабах промышленного производства преимущественно применяются две принципиальные технологические схемы разделения. «Согласно первому из них, нейтрализованные и отделенные от водно-солевого раствора продукты разложения ГПК поступают в ректификационную колонну, где из них выделяется ацетоновая фракция, при дальнейшей переработке которой получается товарный ацетон» [39].

«Продуктовый поток с низа колонны разделения ацетоновой фракции направляется в колонну, в которой в качестве кубового продукта отделяются высококипящие примеси (фенольные смолы), а дистиллят — фенольная фракция — направляется в колонну гетероазеотропной ректификации. В этой колонне изопропилбензол и органические примеси (в частности, альфа-метилстирол) отгоняются с добавлением воды, образуя с водой азеотропные смеси, температуры кипения которых ниже, чем у азеотропной смеси «вода-фенол»» [39].

«При этом количество вводимой в эту колонну воды не должно превышать необходимого минимума, чтобы не вовлекать в перегонку избыточное количество фенола. После конденсации перегонка из этой колонны расслаивается на водный слой, подаваемый в колонну на орошение, и органический слой, который направляется на дальнейшую переработку с целью выделения изопропилбензола, который направляется на стадию синтеза ГПК, и альфа-метилстирола (АМС). АМС имеет самостоятельную потребительскую ценность, но обычно гидрируется с получением изопропилбензола, который также рециркулируется на стадию синтеза ГПК. С низа колонны гетероазеотропной ректификации отводится сырой фенол, который направляется на дальнейшую переработку с получением товарного фенола» [39].

«Переработка включает еще одну стадию ректификации, на которой отгоняются остаточные смолы в феноле, которые выводятся из

технологического потока в виде кубового остатка, а в некоторых производствах превращаются в результате пиролиза в дополнительное количество фенола» [39].

По другой схеме продукты разложения ГПК, «поступающие в первую ректификационную колонну, разделяются с получением в дистилляте широкой фракции, содержащей, помимо ацетона, основное количество изопропилбензола и альфа-метилстирола. Полнота извлечения изопропилбензола и АМС достигается в процессе гетероазеотропной ректификации с водой, которая содержится в питании колонны, поступает в нее с орошением (масляный слой от расслаивания сконденсированного отгона) и с частью рециркулирующего в питание колонны водного слоя. Из куба этой колонны выводится фенольный поток, который затем перерабатывается по схеме, описанной в первом случае. То есть от фенольного потока сначала отгоняются высококипящие смолы, а далее методом азеотропной ректификации осуществляется очистка от остатков органических примесей. Несмотря на то, что исходя из второго варианта, стадия получения товарного ацетона усложняется, можно добиться меньшего содержания ацетона (гидроксиацетона) в фенольной фракции, выводимой из куба первой по ходу сырья колонны, чем при работе по первой схеме (0,1-0,2 %). Но даже при этом содержание ацетона составляет 200 ppm» [39].

«Гидроксиацетон (ГА) значительно ухудшает качество товарного фенола. «Негативное влияние ГА на качество фенола проявляется в том, что непосредственно в колоннах ректификации протекает реакция конденсации ГА с фенолом с образованием 2-метил-бензофурана (2-МБФ)» [24].

«В промышленных способах очистки от ГА также используется азеотропная ректификация, точнее, в технологии, где содержание изопропилбензола в продуктах разложения гидропероксида изопропилбензола (ГПА) составляет ~12% (мас.), используются две колонны азеотропно-экстрактивной ректификации с двумя различными азеотропными агентами. В колонне разделения потоков ацетона и фенола очистка фенола от ГА

осуществляется с использованием комбинированного разделяющего агента, подаваемого с питанием колонны» [15].

«В исходном сырье массовое соотношение смеси изопропилбензола и АМС и воды должно соответствовать азеотропному, тогда выполняется основное условие очистки фенола от ГА.

Опыт промышленной эксплуатации подтверждает, что поток фенола, выходящий из колонны азеотропно-экстрактивной ректификации в проектном режиме, содержит 0,0008-0,001% (мас.) ГА. Для очистки фенола от 2-МБФ в данной технологии в качестве азеотропного агента в колонне окончательной очистки фенола от углеводородов и 2-МБФ используется вода. Ее подают на орошение в таком количестве, чтобы концентрация воды на тарелках в большей части колонны превышала 90% (моль). Это обеспечивает требуемую степень очистки фенола от 2-МБФ.

Опыт промышленной эксплуатации подтверждает, что поток фенола, выходящий из колонны окончательной очистки фенола от углеводородов и 2-МБФ в проектном режиме, содержит не более 0,0003-0,0005% (масс.) 2-МБФ. Именно этот метод позволяет осуществить требуемую для данной технологии промышленного процесса очистку фенола от ГА и 2-МБФ. В технологии, где содержание изопропилбензола в продуктах разложения ГПК составляет 28-30% (масс.), очистку фенольного потока от ГА и 2-МБФ осуществляют в условиях азеотропно-экстрактивной ректификации с использованием одной колонны» [15].

«Одновременная очистка фенола от ГА и 2-МБФ невозможна, в колонну необходимо подавать воду для полной отгонки изопропилбензола и АМС из фенола на орошение. Это приводит к очистке фенола от 2-МБФ, но к неполной очистке от ГА.

В случае неполной отгонки изопропилбензола и АМС, которая имеет место при подаче органической фазы на орошение, образующийся кубовый фенольный поток очищается от ГА, но будет содержать повышенное количество 2-МБФ, поскольку его отгонка из смеси продуктов, не содержащей

воды, в принципе является неразрешимой задачей. Промышленный опыт эксплуатации данной технологии подтверждает, что фенольный поток, выходящий из колонны ректификации углеводородов, содержит значительное количество ГА (~0,01% (масс)) даже на расчетном режиме, не говоря уже о режимах работы колонны под повышенной нагрузкой или с частыми нарушениями расчетного режима на практике» [15].

Современные исследования показывают, что традиционные методы разделения смесей, содержащих гидроксиацетон (ГА) и 2-метилбутиленфенол (2-МБФ), включая азеотропно-экстрактивную ректификацию, характеризуются существенными технологическими ограничениями. Эти процессы отличаются повышенным энергопотреблением, недостаточной селективностью разделения, значительными капитальными вложениями и высокими эксплуатационными расходами.

Инновационным решением данной проблемы стало создание новых технологических подходов, «предотвращающих образование 2-МБФ на этапе каталитической очистки фенола. Такие разработки позволяют существенно оптимизировать работу ректификационных колонн, значительно снижая потребление энергоресурсов, в частности пара. Важно отметить, что предложенные методы обеспечивают эффективную очистку от ГА и 2-МБФ независимо от исходного содержания изопропилбензола, гарантируя стабильное получение фенола высокой степени чистоты» [15].

Технология азеотропной ректификации представляет собой эффективный инструмент для сепарации сложных многокомпонентных смесей. Данный метод нашел применение не только при переработке побочных продуктов синтеза фенола, но и в процессах глубокой очистки различных органических соединений. Особую практическую ценность этот способ имеет при очистке  $\alpha$ -метилстирола, позволяя достигать высокой степени удаления посторонних примесей.

Надежность и эффективность азеотропной ректификации подтверждена многолетней промышленной практикой. В частности, при организации

крупнотоннажного производства фенола данный метод зарекомендовал себя как наиболее рациональный способ решения задач разделения сложных смесей [24]. Технологическая универсальность процесса позволяет адаптировать его к различным производственным условиям, сохраняя при этом высокие показатели эффективности и экономичности.

Ключевыми преимуществами данного метода являются его способность к разделению близко-кипящих компонентов и обеспечение высокой степени очистки целевых продуктов. Кроме того, процесс отличается энергетической эффективностью и широкими возможностями масштабирования, что делает его предпочтительным выбором для многих химических производств, где требуется тонкое разделение сложных смесей.

В ходе лабораторных исследований процессов отделения ГА от фенольных потоков были получены важные научные данные. Специалистами построены детальные диаграммы линий дистилляции и определены области эффективной ректификации. Эти исследования основывались на анализе взаимодействия компонентов в фенольных смесях и изучении их азеотропных свойств. Полученные результаты позволили идентифицировать конкретные азеотропные комбинации, образующиеся в многокомпонентных системах [24], представленные в таблице 6:

Таблица 6 – Фазовые равновесия бинарных систем

Система	Т кип1, °С	Т кип2, °С	Т кип смеси, °С	Давление, Гпа	Компонент 1 в азеотропе, %	Характеристик а азеотропа
АМС(1)- ГА(2)	165,4	145,5	141,0	1013	26,20	Минимальный
ИПБ(1)- ГА(2)	152,4	145,5	121,0	1013	47,80	Минимальный
Фенол(1)- ГА(2)	181,8	145,5	184,8	1013	93,23	Максимальный

Анализ термодинамических свойств компонентов показывает, что гидроксиацетон способен формировать азеотропные соединения как с

изопропилбензолом, так и с  $\alpha$ -метилстиролом. Характер азеотропности в обоих случаях идентичен, однако температуры кипения таких смесей существенно различаются. Наибольший практический интерес представляет система гидроксиацетон-изопропилбензол, обладающая более низкой температурой кипения по сравнению с другими комбинациями.

Этот термодинамический эффект лежит в основе технологического процесса разделения. При азеотропной ректификации изопропилбензол преимущественно переходит в дистиллят, тогда как  $\alpha$ -метилстирол накапливается в кубовом остатке и выводится из системы. Таким образом, метод азеотропной ректификации позволяет эффективно очищать  $\alpha$ -метилстирол от различных примесей, включая изопропилбензол, что имеет важное значение для промышленного производства.

Особенностью процесса является возможность селективного выделения компонентов за счет разницы в температурах кипения азеотропных смесей. Данный подход обеспечивает высокую степень очистки  $\alpha$ -метилстирола при относительно низких энергозатратах, что делает его экономически выгодным для промышленного применения [24].

#### 1.4 Патентный поиск

В таблице 7 представлены патенты.

Таблица 7 – Патенты по технологии очистки

Номер патента	Название	Обладатель патента	Формула изобретения
RU 2 266 275 C1	Способ очистки фенола от примесей	Кошелев Ю.Н. <u>Закошански</u> й В.М. Васильева И.И. Малов Ю.И.	«Способ очистки фенола от примесей, в котором на первой стадии проводят реакцию окисления примесей кислородом воздуха с использованием гетерогенного катализатора, содержащего оксиды и (или) соли металлов переменной валентности» [40].

Продолжение таблицы 7

Номер патента	Название	Обладатель патента	Формула изобретения
RU 2 260 579 C1	Способ очистки фенола от ацетола	Петров А.Н.	<p>«Способ очистки фенола от ацетола в процессе каталитического разложения ГПК методами ректификации с последовательным выделением из продуктов разложения ГПК фенольной фракции, ее очистки от высококипящих побочных продуктов синтеза (ВПС), термическим расщеплением ВПС в колонне, кубовый продукт которой (КП) циркулирует через трубчатую печь, выделением из фенольной фракции примесей органических веществ с использованием <u>гетероазеотропной</u> ректификации с водой и с доочисткой полученного таким образом фенола-сырца от реакционно-способных микропримесей, включая ацетол, с применением других методов, отличающийся тем, что ацетол выделяют в составе жидкофазного бокового потока (БП) с <u>полуглухой</u> тарелки, расположенной в исчерпывающей секции колонны <u>гетероазеотропной</u> ректификации, к БП добавляют изопропилбензол и направляют в питание <u>стриппингколонны</u>, в качестве дистиллята из которой отбирают фракцию азеотропной смеси ацетола и ИПБ (ДСК), а остаток возвращают для <u>доисчерпывания</u> ИПБ и ацетола под <u>полуглухую</u> тарелку колонны <u>гетероазеотропной</u> ректификации, из куба которой на финишную очистку от остальных реакционно-способных микропримесей выводят фенол-сырец; фракцию ДСК подвергают термической обработке при температуре 310-350°C, непосредственно, за время до 7 ч, или в смесях с высококипящими отходами производства, предпочтительно 3-4 ч при смешении с высококипящими побочными продуктами синтеза (ВПС) в соотношении ДСК:ВПС=13-4), или до 20 мин при смешении в соотношении 180-240) с циркулирующим через трубчатую печь кубовым продуктом ректификационной колонны термического расщепления высококипящих побочных продуктов синтеза (КП)» [39].</p>

Продолжение таблицы 7

Номер патента	Название	Обладатель патента	Формула изобретения
US 4532012 А	Получение фенола высокой чистоты путем дистилляции и с водяным паром и растворителем	Susiu George D	Способ базируется на технологии разделения примесей, получаемых при получении фенола <u>кумольным</u> методом, который включает в себя окисление изопропилбензола и дальнейшее сернокислородное разложение ГПБ. Примеси, получаемые при разложении, разделяются ректификацией. «Фенол, содержащий примеси МБФ, перегоняют в присутствии воды и экстракционного растворителя для МБВ (предпочтительно АМС и/или ИПБ) для извлечения остатков фенола с пониженным содержанием примесей. Использование растворителя позволяет уменьшить количество используемой воды, что снижает количество фенола в накладных расходах, тем самым снижая затраты» [43].

Анализ существующих патентных решений свидетельствует о преобладании ректификационных методов в промышленных процессах разделения побочных продуктов, образующихся при совместном синтезе фенола и ацетона.

Наибольшее распространение получили технологии, основанные на перегонке как бинарных, так и сложных многокомпонентных систем, среди которых особое место занимает азеотропная ректификация.

### **1.5 Обоснование решения по очистке альфа-метилстирола от примесей изопропилбензола методом ректификации**

«Ректификация - процесс разделения однородных смесей летучих жидкостей посредством тепло- и массообмена между двумя неравновесными фазами - жидкостью и паром, которые, в свою очередь, имеют различную температуру и текучесть относительно друг друга» [67].

«Разделение происходит при непрерывном контакте фаз и обычно в аппаратах колонного типа. При каждом контакте небольшой кипящий компонент, обогащающий пары, имеет тенденцию отделяться от исходного состава отдельных компонентов, в то время как большой кипящий компонент, перетекающий в жидкость, имеет тенденцию конденсироваться из паровой фазы» [67].

В результате обмена компонентами между фазами образуются пары, представляющие собой практически чистые низкокипящие компоненты. «Эти пары, выходящие из верхней части колонны, после конденсации в специальном аппарате образуют дистиллят и флегму - жидкость, возвращающуюся для охлаждения колонны и смешивающуюся с парами, поднимающимися вниз по колонне. В нижней части колонны выделяется жидкость, представляющая собой практически чистый высококипящий компонент - все еще остаток.

В нижней части колонны часть остатка удаляется, образуя восходящий поток пара. Путем ректификации из водного раствора можно выделить спирт высокой чистоты и т. д.» [51].

«Этот метод применим к разделению различных типов смесей, одним из которых является азеотропная перегонка. Целью азеотропной перегонки является разделение смесей компонентов с узкими диапазонами кипения и азеотропных смесей» [67].

Сепаратор используется для разделения, и в простейшем случае результатом разделения является азеотропная смесь исходной смеси и одного компонента с самой низкой температурой кипения. «Затем, по мере понижения температуры, азеотропная смесь разделяется. Если компоненты практически не смешиваются, мы можем разделить их в соответствии с их положением» [51].

«Примером применения азеотропной перегонки в промышленных масштабах является дегидратация растворителей, таких как спирты, сложные эфиры, кетоны и кислоты» [65].

Метод азеотропной перегонки применяется в случаях, когда компоненты смеси формируют азеотропный состав, делая невозможным их разделение обычными методами дистилляции. Для преодоления этого ограничения в систему вводят специальный разделяющий агент (энтрейнер), который модифицирует равновесное состояние между жидкой и паровой фазами, изменяя летучесть исходных компонентов.

Азеотропная смесь представляет собой устойчивую комбинацию веществ, сохраняющую постоянный состав паровой и жидкой фаз при кипении в условиях фиксированного давления. Это явление обусловлено особенностями межмолекулярных взаимодействий между компонентами, приводящими к образованию смеси с минимальной или максимальной температурой кипения по сравнению с чистыми веществами. Из-за отсутствия стадии очистки  $\alpha$ -метилстирол не может быть получен в чистоте, необходимой для коммерческого использования. Поэтому экономически целесообразно очищать и перерабатывать фракцию  $\alpha$ -метилстирола, полученную по изопрропилбензольному процессу.

Проведенный анализ показывает, что  $\alpha$ -метилстирол, полученный в процессе ректификации побочных продуктов при синтезе фенола, имеет существенные отличия по своим качественным характеристикам от того, который используется в производстве ООО «Тольяттикаучук». На предприятии применяется коммерческий  $\alpha$ -метилстирол, проходящий многоступенчатую очистку, что обеспечивает его соответствие строгим техническим требованиям.

Ключевым преимуществом промышленного мономера является его высокая степень чистоты, достигаемая благодаря эффективному удалению различных примесей. В процессе очистки из сырья устраняются легколетучие соединения, такие как ацетон, ароматические углеводороды, включая бутилбензол и изомеры ксилола, а также кислородсодержащие компоненты, в частности диацетоновый спирт. Дополнительно обеспечивается удаление

других побочных продуктов, которые могут негативно влиять на качество конечного материала.

Достижение такой степени чистоты возможно благодаря комбинации методов ректификации и дополнительных технологий очистки. Это позволяет не только соблюдать нормативные требования, но и гарантировать стабильность технологического процесса при производстве каучуков. Особое внимание уделяется контролю содержания изомеров ксилола, поскольку их присутствие может существенно влиять на параметры полимеризации и свойства получаемого продукта.

В технологии производства бутадиен-стирольных каучуков, реализуемой на производственных мощностях ООО "Тольяттикаучук", к качеству мономера предъявляются особо строгие требования. Используемый в процессе  $\alpha$ -метилстирол должен иметь степень чистоты не менее 99,7%, что гарантирует стабильность технологического процесса и высокое качество конечного продукта. Такие жесткие требования к содержанию основного вещества обусловлены необходимостью обеспечения требуемых физико-механических характеристик получаемого каучука.

Процесс полимеризации на заводе обеспечивает свежий и переработанный  $\alpha$ -метилстирол. Примеси накапливаются в рециркуляционном потоке, особенно примеси кумола, для циркуляции которых требуется энергия.

Для очистки примеси кумола из потока мономера может быть разработан метод дистилляции, в частности азеотропная дистилляция. В этом исследовании гидроксиацетон рассматривается как разделительный азеотропный агент.

При разложении НРС образуется определенное количество гидроксиацетона или ацетола; его содержание в продукте разложения НРС может составлять всего 0,2% (весовой процент); ацетол получают путем превращения ацетона в кислой среде через промежуточное соединение 2-гидроксикумилпероксид [39]. «Гидроксиацетон образует азеотропную смесь

с  $\alpha$ -метилстиролом и изопрропилбензолом, имеющими разные температуры кипения, тем самым изменяя фазовое равновесие компонентов в смеси «АМС-изопрропилбензол».

Введение в систему ацетона позволяет разделить смесь изопрропилбензола и АМС на компоненты, что может служить основой для очистки примесей  $\alpha$ -метилстирола методом азеотропной перегонки» [39].

На основании вышеизложенного подтверждается необходимость и важность очистки примесей изопрропилбензола в  $\alpha$ -метилстироле, а также подтверждается метод перегонки (включая азеотропную перегонку) как метод очистки и его применение в этих целях.

## Глава 2 Технологическая часть

### 2.1 Существующая технологическая схема циркуляции потока альфа-метилстирола дистиллята на ООО «Тольяттикаучук»

В производственном цикле латекс, содержащий значительное количество непрореагировавших мономеров, направляется в систему предварительной дегазации. На первом этапе происходит удаление бутадиена методом отгонки при атмосферном давлении, что обусловлено его низкой температурой кипения ( $-4,5^{\circ}\text{C}$ ). После выделения основного объема бутадиена латекс поступает в вакуум-дегазационную установку.

На втором этапе осуществляется отгонка остаточных мономеров, включая  $\alpha$ -метилстирол.

Особенность процесса заключается в необходимости создания вакуума, поскольку температура кипения чистого  $\alpha$ -метилстирола при нормальных условиях составляет  $165-166^{\circ}\text{C}$ . Снижение давления в системе позволяет существенно уменьшить температуру кипения, что делает процесс энергетически более выгодным и предотвращает термическую деструкцию полимерной матрицы.

Таким образом, двухступенчатая система дегазации - сначала при атмосферном давлении для бутадиена, затем под вакуумом для  $\alpha$ -метилстирола - обеспечивает эффективное удаление летучих компонентов при оптимальных энергетических затратах. [40].

«Дегазация (отгонка) неполимеризованных мономеров из латекса осуществляется в дегазационных колоннах непрерывного действия в две стадии:

- ~ предварительная дегазация увлажненным паром (отгонка основной массы бутадиена);
- ~ перегонка оставшихся мономеров под вакуумом с увлажненным паром.

Латекс в сборе с колпачком из заднего полимеризатора через дроссельную линию (рабочую или резервную) с распределительной «гребенкой» поступает в колонну № 62 для предварительной дегазации.

«Пары бутадиена и воды с верха колонны № 62 через каплеотбойник № 63, где удаляются механически унесенные частицы латекса, поступают в трубное пространство конденсатора № 64, в межтрубное пространство которого подается обратная вода» [40].

Технологическую схему стадии дегазации можно наблюдать на рисунке 3.

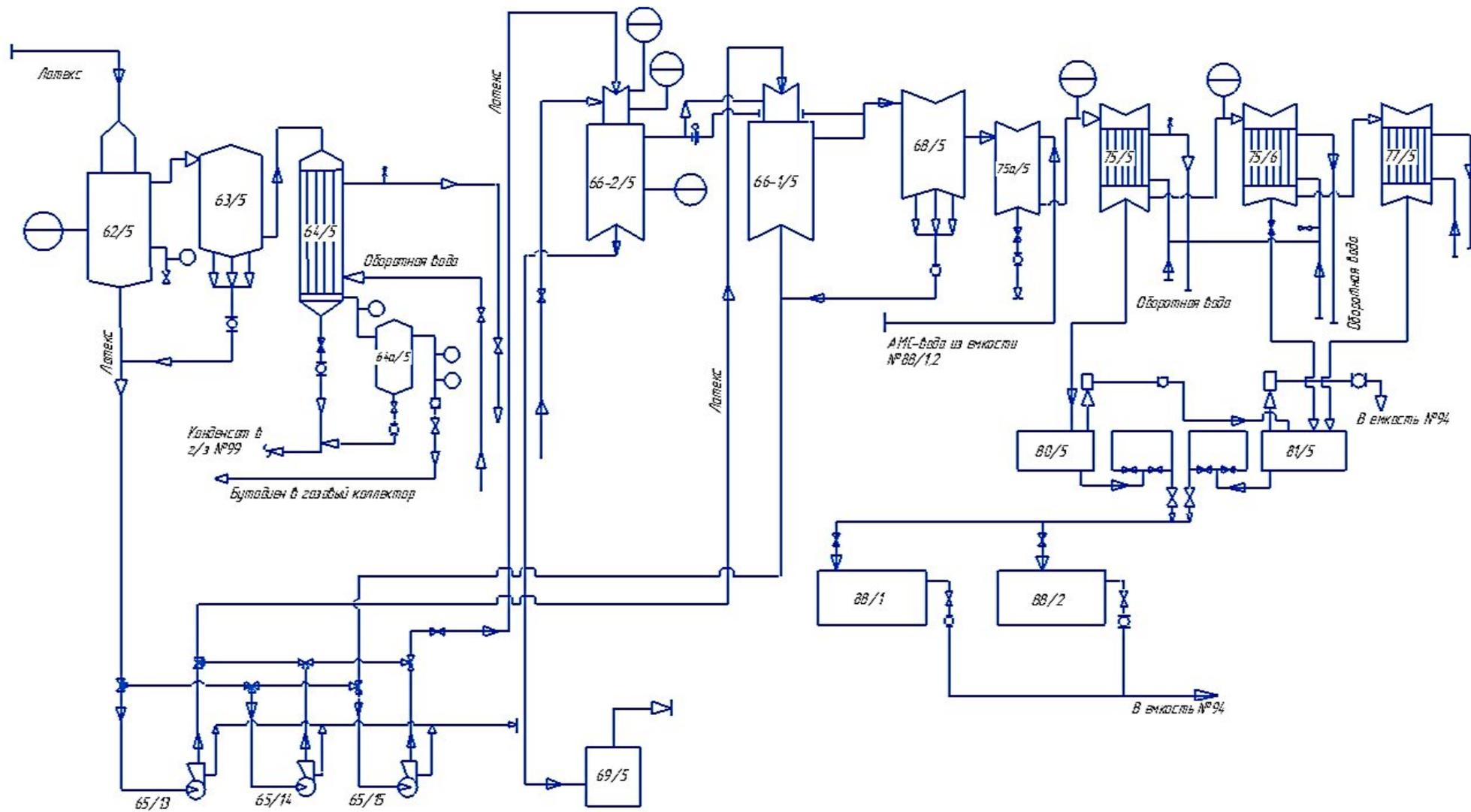


Рисунок 3 – Технологическая схема

«В конденсаторе № 64 несконденсированные пары бутадиена отделяются от газообразных капель и поступают в сборник бутадиена и поступают на стадию сжатия через туманоуловитель № 100а и 100б в секции сжатия. Используется водный конденсат альфа-метилстирола из конденсатора № 64 и каплеотделителя № 64. 64а с гидрозатвором № 99 и контуром гидрозатвора поступает в емкость № 88/1.2. Частично отпаренный латекс подается на вторую стадию дистилляции со дна колонны № 62. Латекс, отпаренный вакуумом из прямой колонны № 66/1.2, сначала перекачивается в колонну № 66/1:

- ~ № 65/1-3 от взлетного блока № 1;
- ~ № 65/4-6 от взлетного блока № 2;
- ~ № 65/7-9 от взлетного блока № 3;
- ~ № 65/10-12 от взлетного блока № 4;
- ~ № 65/13-15 взлетно-посадочной группы № 5.

Электродвигатели насосов № 65/1-15 управляются преобразователями частоты, обеспечивающими правильный пуск насосов и регламентный порядок обслуживания» [39].

«В верхнюю часть колонны № 66/1 подаются:

- ~ латексная колонна № 62 с насосом № 65/13.14;
- ~ парогазовая смесь, выходящая из верха куба колонны № 66/2.

Латекс из низа колонны 66/1 насосами 65/14, 15 подается в верх колонны 66/2, куда подается очищенный (умягченный) пар и увлажненная вода. Углеводороды и пары воды из стеклянной крышки колонны 66/1-1-5 поступают в каплеотделитель 68, где удаляются механически унесенные частицы латекса.

Латекс из каплеотделителя 68/5 поступает в латексную линию колонны 66/1» [40].

Дегазированный латекс под действием силы тяжести поступает из нижней части башни 66/2 в гидрозатвор 69. Газообразная смесь из каплеотделителя 68 поступает в конденсатор 75а.  $\alpha$ -Метилстирольная вода

подается из резервуара-хранилища рабочей дистилляционной башни 88/1.2 в верхнюю часть конденсатора 75а насосом 180/1.2. В конденсаторе 75а/5 газообразная смесь из дистилляционной башни 66/1 нагревается для отгонки углеводородов из  $\alpha$ -метилстирольной воды [40].

«Пары углеводородов и вода из конденсатора 75а поступают в трубное пространство конденсатора 75. Межтрубное пространство снабжается водой из окружающей среды.

Конденсатор 75 собирает большое количество водяного пара и некоторое количество  $\alpha$ -метилстирола. Конденсат конденсатора 75 всегда поступает в сепаратор 80.

Несконденсированные пары углеводородов и вода из конденсатора №75 поступают в полость трубки конденсатора №76 и поступают в межтрубное пространство, а вода подается вокруг межтрубного пространства. Большое количество  $\alpha$ -метилстирола и остаточной воды конденсируется в конденсаторе №76. Конденсат из конденсатора №76 продолжает поступать в сепаратор №81.  $\alpha$ -метилстирол и остаточная вода окончательно конденсируются в конденсаторе №77. Конденсат из конденсатора №77 поступает в сепаратор №81» [40].

Сепаратор №80 отделяет  $\alpha$ -метилстирол от воды. Верхний углеводородный слой из сепаратора №80 прессируется в сепаратор №81. После разделения верхний  $\alpha$ -метилстирол из сепаратора №81 прессируется в емкость 94/1.2.

Нижняя вода из сепараторов № 80 и 81 через контур, образованный гидрозатворами, отводится в бак 88/1.2 и под давлением перекачивается в бак 94/1.2 [40]. «Дистилляция — это процесс разделения жидкой смеси на различные компоненты путем испарения и последующего пареообмена.

Процесс основан на разнице температур кипения разделяемых компонентов» [40].

Технологическая схема стадии дистилляции представлена на рисунке 4.

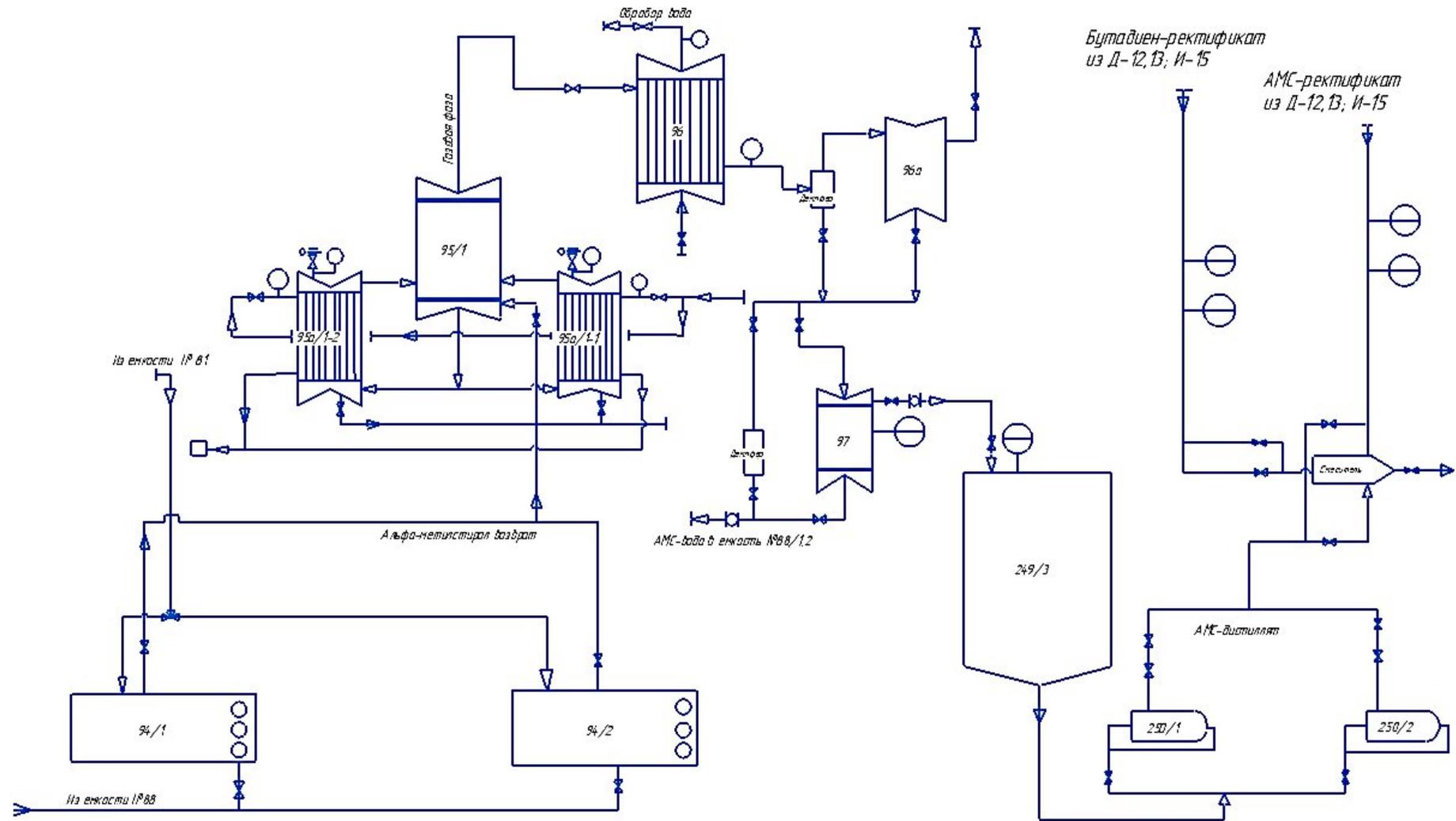


Рисунок 4 - Технологическая схема дистилляции альфа-метилстирола возврата

Дистилляция альфа-метилстирола осуществляется в ректификационной колонне 95/1.2 с использованием вакуума, создаваемого жидкостно-кольцевым вакуумным насосом 98/2.3 или 84/1-5.

Сепаратор альфа-метилстирола - рекуперации 81/1-6, емкость 88/1.2 подаются в емкость 94/1.2.

Альфа-метилстирол из емкости 94/1.2 возвращается в ректификационную колонну 95/1.2 с помощью вакуума. Расход альфа-метилстирола, возвращаемого в 95/1.2, регулируется вручную.

95/1.2 дистанционно нагревается котлом 95а/1.2 в межтрубном пространстве, снабжаемом паром [40].

Конденсат пара из котла 95а/1.2 подается на ТЭЦ через конденсационный котел. «Паровая фаза паров альфа-метилстирола и бутадиена из башни 95/1.2 проходит через конденсатор башни 95/1.2. Пары, охлажденные окружающей водой, подаются в башню 96, где происходит накопление паров альфа-метилстирола.

Дистиллят альфа-метилстирола из конденсатора башни 96 подается в гидрозатвор 97 через каплеотделитель 96а.

Отогнанный из гидрозатвора 97 альфа-метилстирол самотеком поступает в бак 249/3.4 [40].

Для предотвращения попадания воды, содержащей дистиллированный альфа-метилстирол, в башню 249/3.4 нижняя вода стандартного гидрозатвора 97 сбрасывается в башню 88/1.2.

Фиксированный продукт из башни 95/1.2 периодически откачивается азотом из отпарного куба 95/1.2 94а/1.2 [40]. Альфа-метилстирол - Дистиллированная вода из уплотнения № 97 дистилляционной установки поступает в емкость № 249/3.4, откуда подается в блок автоматического смешивания и полимеризации через насос № 250/1.2» [40].

## **2.2 Модернизация технологической схемы стадии дистилляции на ООО «Тольяттикаучук»**

Анализ существующей схемы ректификации альфа-метилстирола выявил, что возврат в колонну № 95 в процессе получения продукта после стадии ректификации не дает возможности получить качественный продукт, а недостатком является необходимость ручного управления всем процессом на колонне № 95, что не всегда удобно.

Для более эффективной эксплуатации действующей схемы ректификации ООО «Тольяттикаучук» предложено ввести дополнительную колонну для ректификации дистиллята альфа-метилстирола на колонне № 95 [43]. Предлагаемый метод очистки является оптимальным для промышленного применения, поскольку температурные характеристики компонентов дистиллята  $\alpha$ -метилстирола (АМС) имеют важное технологическое преимущество. Все примесные вещества, за исключением изопропилбензола (ИПБ), обладают более низкой температурой кипения по сравнению с ИПБ. Такое различие в физических свойствах позволяет эффективно отделять ИПБ от других примесей в процессе ректификации.

Следует отметить, что совместно с ИПБ происходит отгонка и других примесных компонентов, которые могут существенно ухудшать качественные показатели конечного продукта - синтетического каучука. Данный технологический подход был специально разработан для условий непрерывного ректификационного процесса.

Для периодического варианта азеотропной ректификации применяется иной принцип разделения. В этом случае собирается фракция, содержащая примеси с температурой кипения ниже температуры кипения азеотропной смеси "гексан-изопропилбензол". Такой подход обеспечивает эффективное выделение целевых компонентов и соответствует требованиям к качеству продукции. Модернизированная схема стадии дистилляции представлена на рисунке 5.

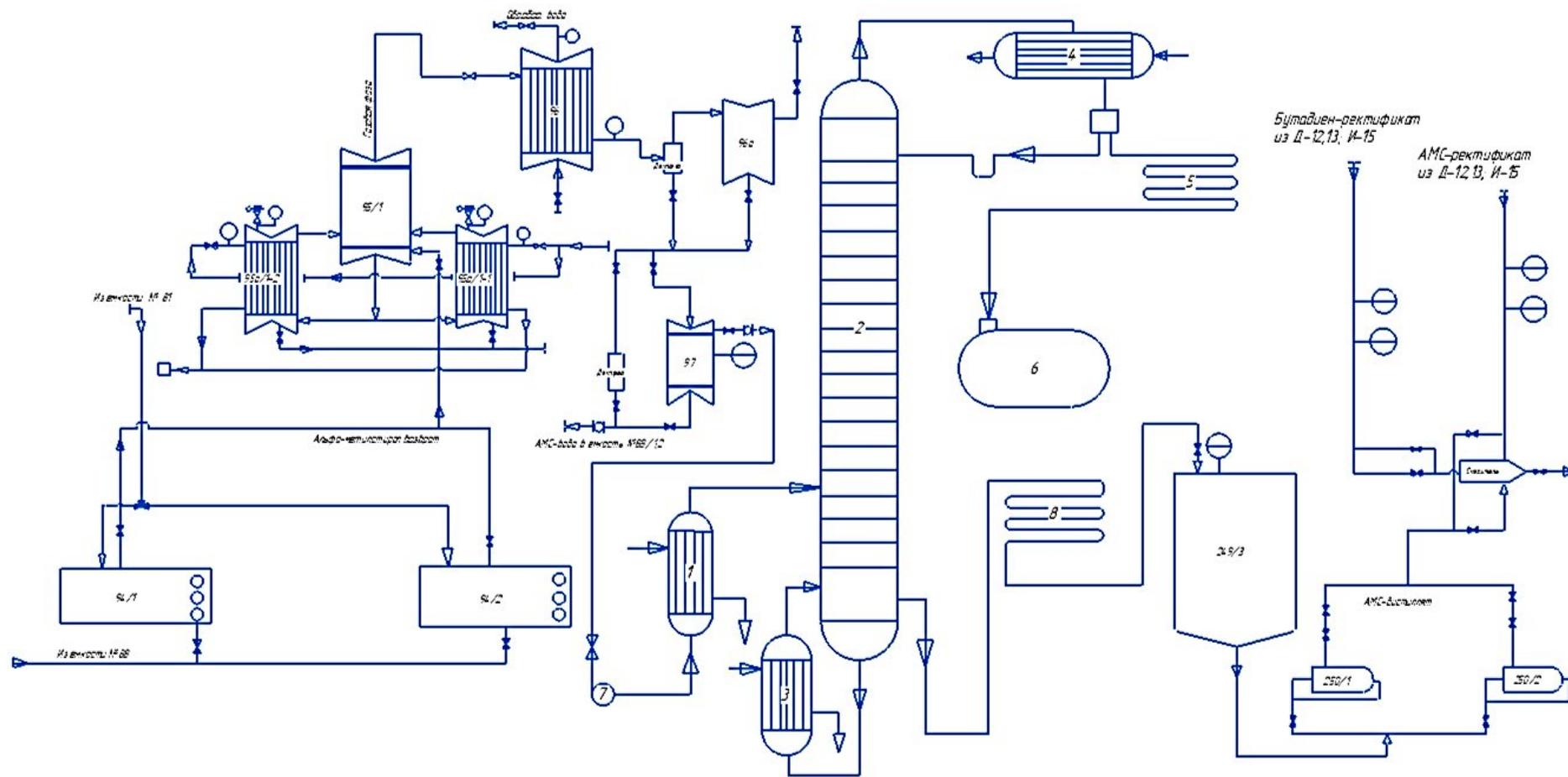


Рисунок 5 - Модернизированная схема стадии дистилляции

Паровая фаза паров альфа-метилстирола и бутадиена из колонны 95/1,2 проходит через конденсатор колонны 95/1,2. «Охлаждаясь окружающей водой, она поступает в колонну 96, где конденсируется пар альфа-метилстирола. Отогнанный из конденсатора колонны 96 альфа-метилстирол поступает через каплеотделитель 96а в гидрозатвор колонны 97, а отогнанный из гидрозатвора колонны 97 альфа-метилстирол через насос 7 поступает в теплообменную колонну 1 и нагревается до температуры кипения. Для разделения горячая смесь подается на питательные тарелки двух ректификационных колонн, где состав жидкости такой же, как у исходной смеси. По мере движения колонн вниз жидкость соединяется с поднимающимся паром, а стоячая вода в котле 3 кипит. В процессе массообмена с водой пар концентрируется в летучие компоненты» [43].

Для более полного концентрирования верх ректификационной колонны орошается жидкостью (шламом) определенного флегмового числа, находящейся в десульфуризаторе 4. «Эта жидкость конденсирует пары из ректификационной колонны. Часть конденсата отбирается в качестве готового продукта для разделения дистиллята в десульфуризаторе, охлаждается в теплообменнике 5 и перекачивается в центральный бак 6. В нижней части ректификационной колонны непрерывно отбираются твердые частицы, которые концентрируются в высококипящих компонентах (альфа-метилстирол - ректификация). Бак 249/3,4 и насос 250/1,2 питают блок автоматического смешения и полимеризации» [43].

Блок-схема очистки альфа-метилстирола методом азеотропной ректификации представлена на рисунке 6.

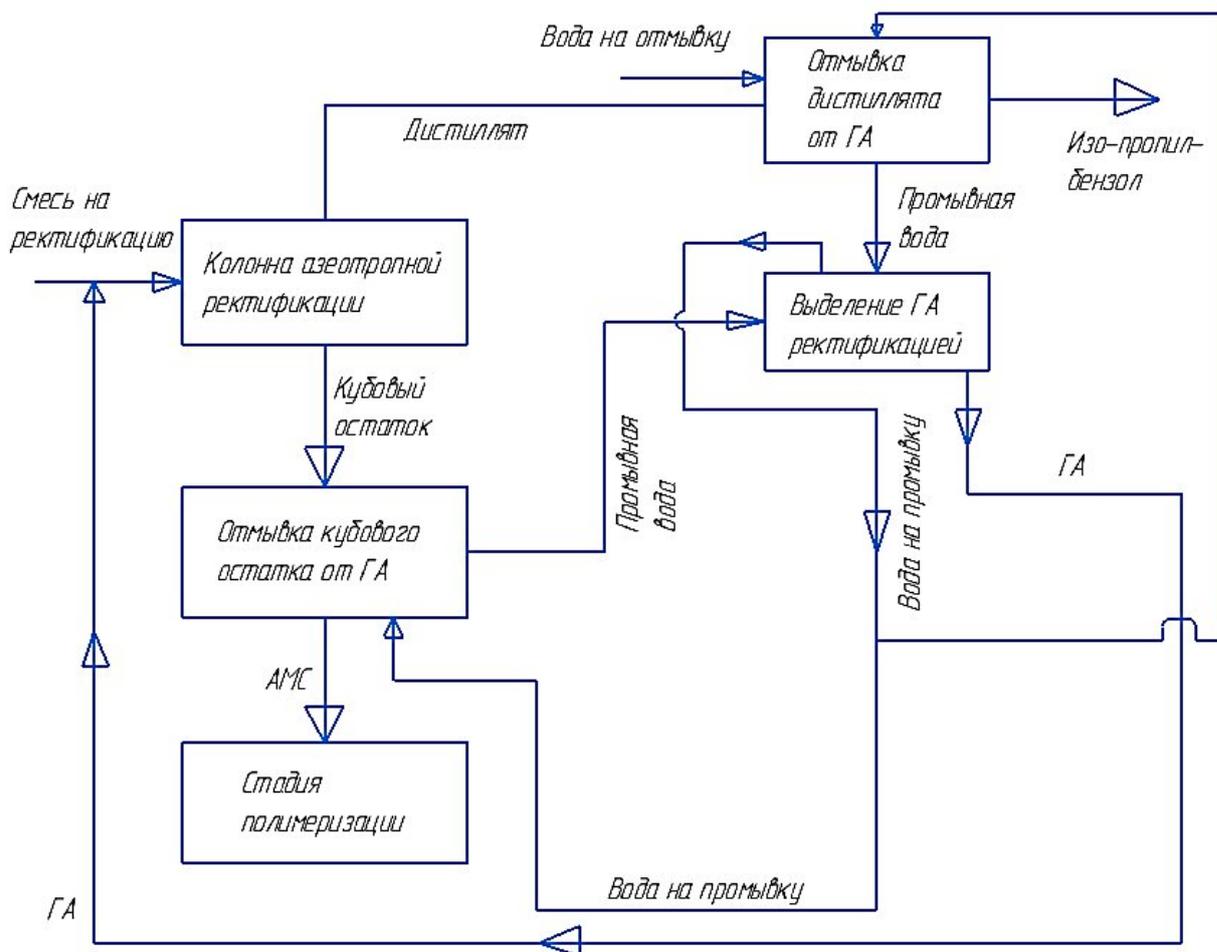


Рисунок 6 - Блок схема очистки альфа-метилстирола азеотропной ректификацией

Для очистки извлеченного  $\alpha$ -метилстирола методом азеотропной ректификации применяется специальная технологическая схема. На первом этапе  $\alpha$ -метилстирол смешивают с гидроксиацетоном, образуя гомогенную смесь, которая затем поступает в колонну периодической азеотропной ректификации.

В процессе ректификации происходит эффективное разделение компонентов, при этом как дистиллят, так и кубовый остаток содержат определенное количество гидроксиацетона.

Для окончательной очистки полученных фракций применяется водная промывка в специальных промывных колоннах.

Этот этап позволяет полностью удалить остаточный гидроксиацетон из целевых продуктов. Особенностью данной технологии является сочетание азеотропного разделения с последующей экстракционной очисткой, что обеспечивает высокую степень чистоты конечного продукта при минимальных потерях  $\alpha$ -метилстирола.

Использование гидроксиацетона в качестве азеотропообразующего агента и воды в качестве экстрагента делает процесс экономически эффективным и экологически безопасным. После промывки ректифицированный продукт альфа-метилстирол охлаждают в теплообменнике и перекачивают в емкость № 249/3,4, откуда насосом № 250/1,2 подают на автоматическую установку смешения и полимеризации [43]. Разработанная установка представлена на рисунке А.1 (см. приложение А).

## Глава 3 Расчетный раздел

### 3.1 Расчёт ректификационной колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола

Составим сводные таблицы показателей зависимости давления насыщения паров изопропилбензола и альфа-метилстирола.

Таблица 8 – Давление насыщенных паров изопропилбензола

t, °C	P, кПа	t, °C	P, кПа
0	0,108	107,3	26,664
10	0,227	120	40,261
20	0,445	130	53,883
30	0,830	140	72,646
51,5	2,666	150	95,192
75,4	7,999	152,4	101,325
88,1	13,332	-	-

Таблица 9 – Давление насыщенных паров альфа-метилстирола

t, °C	P, кПа	t, °C	P, кПа
7,4	0,133	88,3	7,999
34,0	0,667	102,2	13,332
47,1	1,333	121,8	26,664
61,8	2,666	143,0	53,328
77,8	5,333	165,4	101,325

На основе представленных данных, «методом закона Рауля можем найти равновесный состав жидкости (x) и состав пара (y).

$$P = P_1 x_a + P_2 (1 - x_a) \quad (1)$$

$$y_a = \frac{P_1}{P} \cdot x_a \quad (2)$$

где

P – общее давление в системе, кПа;

$x_A$  – равновесный состав жидкости легколетучего компонента (% мол.);

$y_A$  – равновесный состав пара легколетучего компонента (% мол.)» [17].

Проведем примерный расчет для температуры  $t = 152,4$  °C.

$$P = P_1 x_a + P_2 (1 - x_a) = 101,3 \cdot x_a + 72 (1 - x_a), \quad x_a = 1 \quad (3)$$

$$y_a = \frac{P_1}{P} \cdot x_a = \frac{101,3}{101,3} \cdot 1 = 1$$

На основе представленного примера расчета, сможем составить сводную таблицу 10 полученных данных.

Таблица 10 – Результаты расчета

t, °C;	155	156,3	157,3	158,9	160,2	161,5	162,8	164,1	165,4
x <sub>A</sub>	0,780	0,684	0,601	0,511	0,395	0,300	0,204	0,088	0
y <sub>A</sub>	0,832	0,750	0,675	0,590	0,468	0,364	0,253	0,112	0

На основе представленных данных, сможем составить график зависимости показателей (рисунок 7).

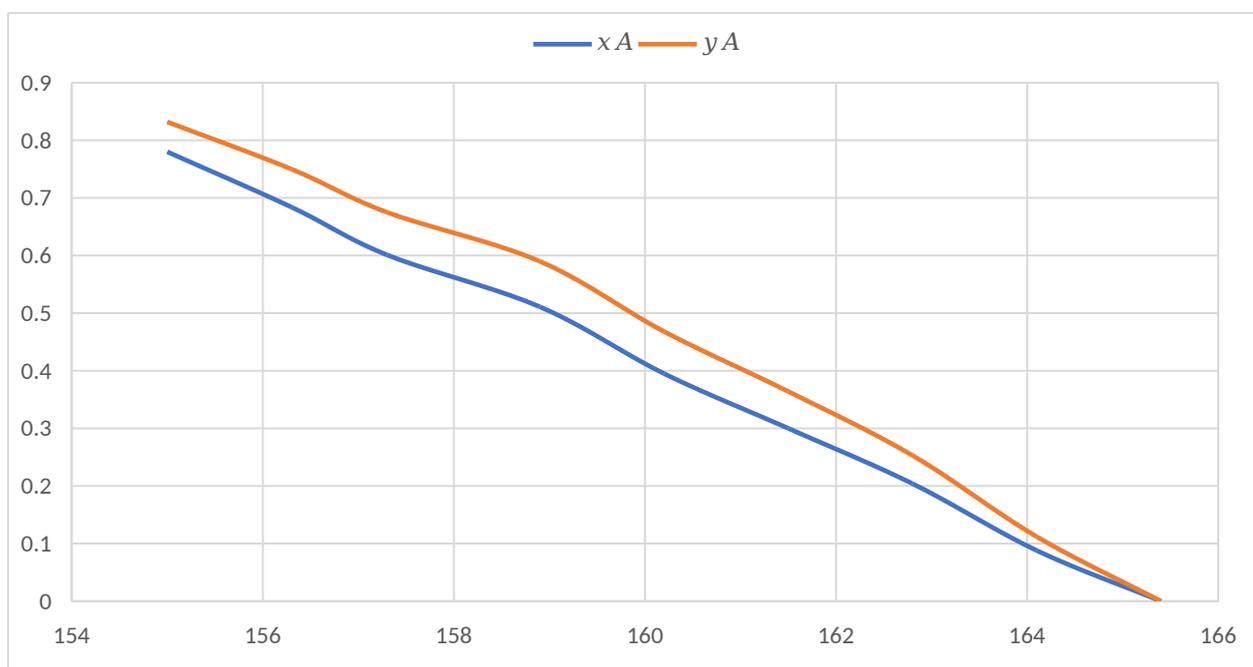


Рисунок 7 – График зависимости полученных показателей

На основе начального анализа, с учетом состава примесей в потоке дистиллята альфа-метилстирола, «проведем массовый процент примесей в мольный» [17].

Для подробного расчета, берем показание в 1300 кг/ч альфа-метилстирола-дистиллята учитывая масс.%, «количества компонентов составили:

~ бутадиен – 29,9 кг/ч (2,30 масс.%);

- ~ ВЦГ – 7,54 кг/ч (0,58 масс.%);
- ~ толуол – 12,35 кг/ч (0,95 масс.%);
- ~ этилбензол – 6,63 кг/ч (0,51 масс.%);
- ~ ИПБ – 73,84 кг/ч (5,68 масс.%);
- ~ н-пропилбензол – 3,12 кг/ч (0,24 масс.%);
- ~ стирол – 8,84 кг/ч (0,68 масс.%);
- ~ АМС – 1153,1 кг/ч (88,7 масс.%)» [17].

Теперь можно провести «расчет мольного процента:

$$n = \frac{m_i}{M_i} \quad (4)$$

где

$n$  – число молей  $i$ -ого компонента, кмоль;

$m_i$  – масса  $i$ -ого компонента, кг;

$M_i$  – мольная масса  $i$ -ого компонента, кг/кмоль» [17].

На основе представленной формулы расчета мольного процента, проведем расчет для всех выявленных компонентов:

- ~ бутадиен – 29,9 кг/ч (2,30 масс.%);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{29,9}{54,09} = 0,553$$

- ~ ВЦГ – 7,54 кг/ч (0,58 масс.%);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{7,54}{110,2} = 0,068$$

- ~ толуол – 12,35 кг/ч (0,95 масс.%);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{12,35}{92,14} = 0,134$$

- ~ этилбензол – 6,63 кг/ч (0,51 масс.%);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{6,63}{106,17} = 0,062$$

- ~ ИПБ – 73,84 кг/ч (5,68 масс.%);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{73,84}{120,2} = 0,61$$

- ~ н-пропилбензол – 3,12 кг/ч (0,24 масс.%);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{3,12}{120,2} = 0,02$$

~ стирол – 8,84 кг/ч (0,68 масс. %);

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{8,84}{104,15} = 0,08$$

~ АМС – 1153,1 кг/ч (88,7 масс. %)» [17].

$$n = \frac{m_i}{M_i} = \frac{1153,1}{118,18} = 9,75$$

После полученных всех данных по компонентам, составим суммарный показатель

$$\begin{aligned} \sum n &= 0,55 + 0,068 + 0,134 + 0,062 + 0,61 + 0,26 + 0,084 + 9,75 \\ &= 11,29 \text{ (кмоль)} \end{aligned}$$

При выявлении суммарного показателя компонентов, мы можем найти «мольный процент каждого компонента по формуле:

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% \quad (5)$$

Проведем расчет мольного процента всех компонентов:

~ бутадиен

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,55}{11,29} \cdot 100\% = 4,89\%$$

~ ВЦГ

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,068}{11,29} \cdot 100\% = 0,602\%$$

~ толуол

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,13}{11,29} \cdot 100\% = 1,19\%$$

~ этилбензол

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,062}{11,29} \cdot 100\% = 0,55\%$$

~ ИПБ

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,61}{11,29} \cdot 100\% = 5,43\%$$

~ н-пропилбензол

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,026}{11,29} \cdot 100\% = 0,23\%$$

~ стирол

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{0,08}{11,29} \cdot 100\% = 0,75\%$$

~ АМС» [54].

$$n_{\text{мол}\%} = \frac{n}{\sum n} \cdot 100\% = \frac{9,75}{11,29} \cdot 100\% = 86,36\%$$

На основе полученных процентных показателей, проведем их суммарный расчет

$$\sum n_{\text{мол}\%} = 13,64 \text{ (мол}\%)$$

«Это количество составляет содержание легколетучего компонента в исходной смеси.  $x^F = 0,136$ .

Были заданы следующие величины: содержание легколетучего компонента в дистилляте:  $x^P = 0,97$ , содержание легколетучего компонента в кубовом остатке:  $x^W = 0,03$ » [17].

«После полученных данных, для построения рабочей линии процесса, необходимо будет провести расчет флегмого числа:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_f}{y_f - x_f} = \frac{0,97 - 0,17}{0,17 - 0,13} = 23,5$$

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3 = 1,3 \cdot 23,5 + 0,3 = 30,85$$

Тогда уравнение рабочей линии примет вид:

$$\frac{x_p}{R + 1} = \frac{0,97}{30,85 + 1} = 0,03$$

Далее на основании уравнения рабочей линии и значений содержания легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке, было выяснено количество теоретических тарелок, используемых в колонне, их число составило – 37» [17].

На основе полученных данных, мы можем составить рабочий график (рисунок 8).

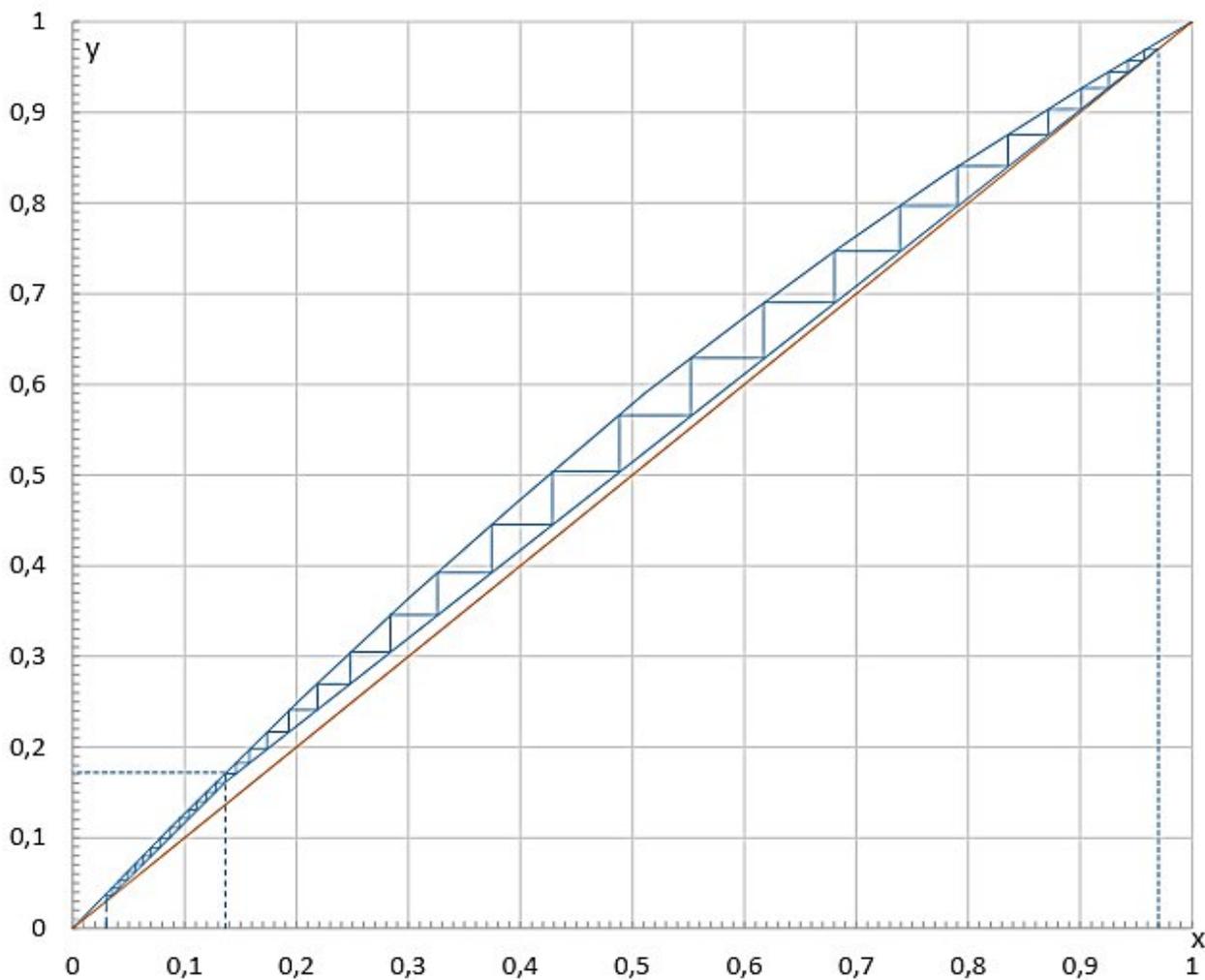


Рисунок 8 – Рабочий график переноса

На основе полученных данных, можно сказать, что в кубовом остатке альфа-метилстирола, содержание изопропилбензола будет составлять примерно 1,89% масс.

### 3.2 Материальный баланс процесса отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола

После проведения выше указанного расчета, можно будет приступить к расчету материального баланса отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола.

Для начала, составим исходные данные: «производительность по исходной смеси  $F = 1300 \text{ кг/ч} = 0,361 \text{ кг/с}$ ; содержание легколетучего компонента в исходной смеси  $\bar{x}_F = 11 \text{ масс.}\%$ ; в дистилляте  $\bar{x}_P = 97 \text{ масс.}\%$ ; в кубовом остатке  $\bar{x}_W = 2,88 \text{ масс.}\%$ » [17].

Для начала произведем «расчет производительности колонны по дистилляту  $P$  и кубовому остатку  $W$  определим из уравнений материального баланса колонны:

$$F = P + W \quad (6)$$

$$Fx_f = Px_p + Wx_w \quad (7)$$

Отсюда находим» [3]:

$$W = \frac{F(x_p - x_f)}{x_p - x_w} = \frac{0.36(0.97 - 0.11)}{0.97 - 0.028} = 0.33 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$

$$P = F - W = 0.36 - 0.33 = 0.03 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$

«Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости для верхней и нижней частей колонны были определены из соотношений:

$$L_B = \frac{PRM_B}{M_p} \quad (8)$$

$$L_H = \frac{PRM_B}{M_p} + \frac{FM_H}{M_F} \quad (9)$$

где

$M_P$  и  $M_F$  — мольные массы дистиллята и исходной смеси;

$M_B$  и  $M_H$  — средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны» [17].

«Средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равны:

$$M_B = M_{\text{ИПБ}}x_{\text{срв}} + M_{\text{АМС}}(1 - x_{\text{срв}}) \quad (10)$$

$$M_H = M_{\text{ИПБ}}x_{\text{срн}} + M_{\text{АМС}}(1 - x_{\text{срн}}) \quad (11)$$

где

$M_{ИПБ}$  и  $M_{АМС}$  — мольные массы ИПБ и АМС;

$x_{ср.в}$  и  $x_{ср.н}$  — средний мольный состав жидкости соответственно в верхней и нижней частях колонны:» [17]

$$x_{ср.в} = \frac{x_p + x_f}{2} = \frac{0.97 + 0.13}{2} = 0.55 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль.смеси}} \right)$$
$$x_{ср.н} = \frac{x_f + x_w}{2} = \frac{0.13 + 0.03}{2} = 0.08 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль.смеси}} \right)$$

После полученных данных, подставим данные в вышеуказанные формулы:

$$M_B = M_{ИПБ} x_{ср.в} + M_{АМС} (1 - x_{ср.в}) = 120,2 \cdot 0,55 + 118,18 \cdot (1 - 0,55)$$
$$= 119,30 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

$$M_H = M_{ИПБ} x_{ср.н} + M_{АМС} (1 - x_{ср.н}) = 120,2 \cdot 0,08 + 118,18 \cdot (1 - 0,08)$$
$$= 118,35 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

Мольная масса исходной смеси составит:» [17]

$$M_F = 120,2 \cdot 0,13 + 118,18 \cdot (1 - 0,13) = 118,45 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

«Были рассчитаны средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости для верхней и нижней частей колонны:» [3]

$$L_B = \frac{PRM_B}{M_p} = \frac{0,031 \cdot 30,85 \cdot 119,30}{120,2} = 0,95 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$
$$L_H = \frac{PRM_B}{M_p} + \frac{FM_H}{M_F} = \frac{0,031 \cdot 30,85 \cdot 118,35}{120,2} + \frac{0,361 \cdot 118,35}{118,45} = 1,30 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$

«Средние массовые потоки пара в верхней GB и нижней GH частях колонны соответственно равны:» [17]

$$G_B = P(R + 1) \cdot \frac{M'_B}{M_p} \quad (12)$$

$$G_H = P(R + 1) \cdot \frac{M'_H}{M_p} \quad (13)$$

«Здесь  $M'_B$  и  $M'_H$  — средние мольные массы паров в верхней и нижней частях колонны:» [17]

$$M'_B = M_{\text{ИПБ}} y_{\text{срв}} + M_{\text{АМС}} (1 - y_{\text{срв}}) \quad (14)$$

$$M'_H = M_{\text{ИПБ}} y_{\text{срн}} + M_{\text{АМС}} (1 - y_{\text{срн}}) \quad (15)$$

где

$$y_{\text{срв}} = \frac{y_p + y_f}{2} = \frac{0,97 + 0,16}{2} = 0,56 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль.смеси}} \right)$$

$$y_{\text{срн}} = \frac{y_f + y_w}{2} = \frac{0,16 + 0,03}{2} = 0,095 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль.смеси}} \right)$$

Тогда подставим показания в вышеуказанные формулы

$$\begin{aligned} M'_B &= M_{\text{ИПБ}} y_{\text{срв}} + M_{\text{АМС}} (1 - y_{\text{срв}}) = 120,2 \cdot 0,56 + 118,18 \cdot (1 - 0,56) \\ &= 119,32 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M'_H &= M_{\text{ИПБ}} y_{\text{срн}} + M_{\text{АМС}} (1 - y_{\text{срн}}) = 120,2 \cdot 0,095 + 118,18 \cdot (1 - 0,095) \\ &= 118,37 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right) \end{aligned}$$

«Были рассчитаны средние массовые потоки пара в верхней GB и нижней GH частях колонны:» [17]

$$G_B = P(R + 1) \cdot \frac{M'_B}{M_P} = 0,031 (30,85 + 1) \cdot \frac{119,32}{120,2} = 0,98 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$

$$G_H = P(R + 1) \cdot \frac{M'_H}{M_P} = 0,031 (30,85 + 1) \cdot \frac{118,37}{120,2} = 0,97 \left( \frac{\text{кг}}{\text{с}} \right)$$

### **3.3 Расчет скорости пара и конструктивный расчет диаметра колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола**

«Выше был проведено вычисление среднего массового состава жидкости, соответственно, для верхней и нижней частей колонны:» [17]

$$x_{\text{срв}} = \frac{x_p + x_f}{2} = \frac{0,97 + 0,13}{2} = 0,55 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль.смеси}} \right)$$

$$x_{\text{срн}} = \frac{x_f + x_w}{2} = \frac{0,13 + 0,03}{2} = 0,08 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль.смеси}} \right)$$

Таким образом «средние температуры жидкости определены по диаграмме t–x, y

~ при  $x_{ср.в} = 0,553 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$  смеси  $t_{ж.в} = 158,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

~ при  $x_{ср.н} = 0,083 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$  смеси  $t_{ж.н} = 164,2 \text{ } ^\circ\text{C}$ » [17].

На основе полученных данных, сможем составить сводный температурный график t–x, y (рисунок 9).

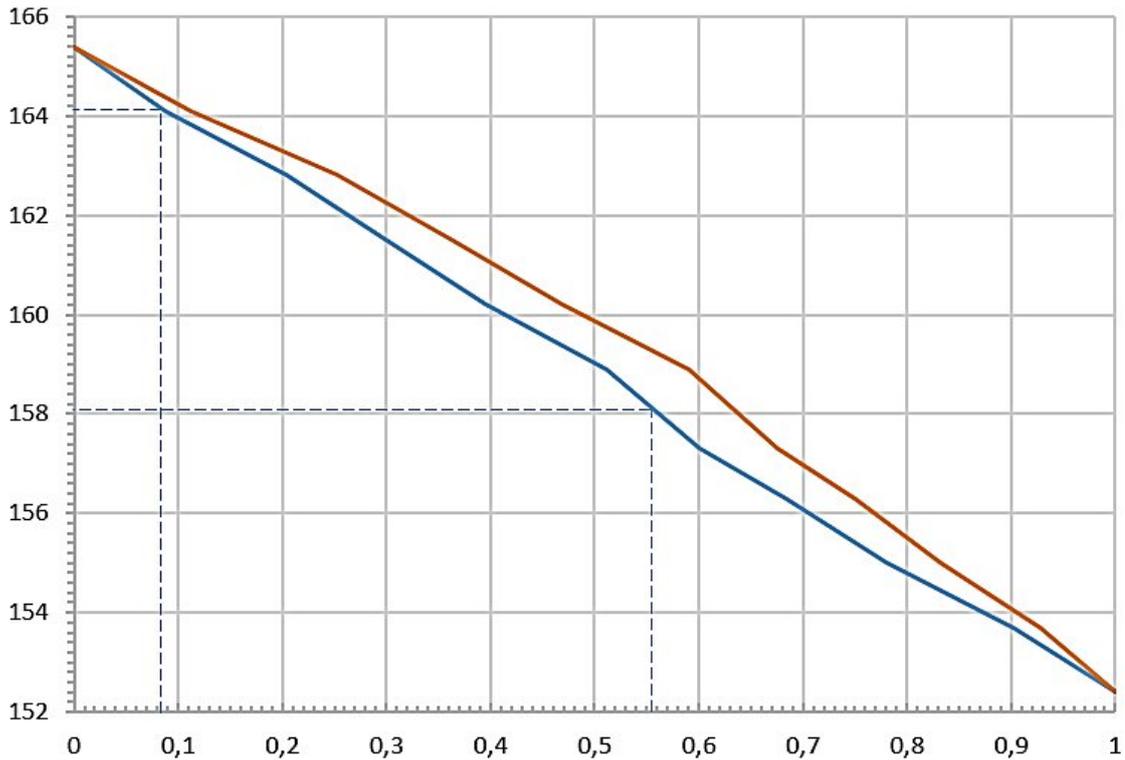


Рисунок 9 – Сводный температурный график

«Средняя плотность жидкости по высоте колонны  $\rho_{ж}$ , кг/м<sup>3</sup>, рассчитана по уравнению:

$$\rho_{ж} = \frac{1}{\frac{x_{ср}}{\rho_a} + \frac{1 - x_{ср}}{\rho_B}} \quad (16)$$

где

$\rho_a$ ,  $\rho_B$  - плотности, соответственно, низкокипящего и высококипящего компонентов при средней температуре в колонне, кг/м<sup>3</sup>.

Тогда средняя плотность жидкости по формуле составит:

а) в верхней части колонны

$$\rho_{ж} = \frac{1}{\frac{x_{ср}}{\rho_a} + \frac{1-x_{ср}}{\rho_B}} = \frac{1}{\frac{0,54}{746} + \frac{1-0,54}{793}} = 767 \left( \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3} \right)$$

б) в нижней части колонны» [3].

$$\rho_{ж} = \frac{1}{\frac{x_{ср}}{\rho_a} + \frac{1-x_{ср}}{\rho_B}} = \frac{1}{\frac{0,07}{740} + \frac{1-0,07}{787}} = 783,5 \left( \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3} \right)$$

«Средняя плотность для колонны в целом:» [17].

$$\rho_{жср} = \frac{767 + 783,5}{2} = 775,3 \left( \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3} \right)$$

«Средние молярные концентрации изопрропилбензола в паре:

а) в верхней части колонны

$$y_{срв} = \frac{y_p + y_f}{2} = \frac{0,97 + 0,16}{2} = 0,56 \left( \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{КМОЛЬ.СМЕСИ}} \right)$$

б) в нижней части колонны

$$y_{срн} = \frac{y_f + y_w}{2} = \frac{0,16 + 0,03}{2} = 0,095 \left( \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{КМОЛЬ.СМЕСИ}} \right)$$

Средние температуры пара определяем по диаграмме t-x, y

- при уср.в = 0,565 кмоль/кмоль tп.в = 159,2 °С

- при уср.н = 0,095 кмоль/кмоль tп.н = 164,3 °С» [17].

«Средняя молярная масса пара Мп, кг/кмоль, вычисляется по формуле:

$$M_{п} = M_A y_{ср} + M_B (1 - y_{ср})$$

Средняя плотность пара ρп, кг/мз, определяется по формулам:

$$\rho_{ув} = \frac{M_{п}}{22,4} \cdot \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot t_B} \quad (17)$$

$$\rho_{ун} = \frac{M_{п}}{22,4} \cdot \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot t_H} \quad (18)$$

Тогда в соответствии с расчетными формулами и получается:

а) в верхней части колонны:

$$M_{пв} = M_{ИПБ} y_{срв} + M_{АМС} (1 - y_{срв}) = 120,2 \cdot 0,56 + 118,18 \cdot (1 - 0,56)$$

$$= 119,32 \left( \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}} \right)$$

$$\rho_{ув} = \frac{M_{п}}{22,4} \cdot \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot t_B} = \frac{119,32}{22,4} \cdot \frac{760 \cdot 273}{760 \cdot (273 + 159,2)} = 3,36 \left( \frac{\text{КГ}}{\text{М}^3} \right)$$

б) в нижней части колонны:

$$M_{\text{пн}} = M_{\text{ИГПБ}} y_{\text{срн}} + M_{\text{АМС}} (1 - y_{\text{срн}}) = 120,2 \cdot 0,095 + 118,18 \cdot (1 - 0,095) \\ = 118,37 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

$$p_{\text{ун}} = \frac{M_{\text{п}}}{22,4} \cdot \frac{p \cdot T_0}{p_0 \cdot t_{\text{н}}} = \frac{118,37}{22,4} \cdot \frac{760 \cdot 273}{760 \cdot (273 + 164,3)} = 3,30 \left( \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$$

Тогда средняя плотность пара по всей колонне» [17].

$$p_{\text{уср}} = \frac{3,36 + 3,30}{2} = 3,33 \left( \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$$

«Допустимая скорость пара в колонне вычисляется по уравнению:

$$w_{\text{п}} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot C \sqrt{\frac{p_{\text{жср}} - p_{\text{пср}}}{p_{\text{пср}}}} \quad (19)$$

где

$\rho_{\text{ж.ср}}$ ,  $\rho_{\text{п.ср}}$  – плотности жидкости и пара соответственно, кг/м<sup>3</sup>;

$C$  – коэффициент, величина которого зависит от конструкции тарелки, расстояния между тарелками и поверхностного натяжения жидкости» [17].

«В соответствии с уравнением скорость пара в колонне составит:» [17].

$$w_{\text{п}} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot C \sqrt{\frac{p_{\text{жср}} - p_{\text{пср}}}{p_{\text{пср}}}} = 0,85 \cdot 10^{-4} \cdot 630 \sqrt{\frac{775,3 - 3,33}{3,33}} = 0,787 \left( \frac{\text{м}}{\text{с}} \right)$$

«Объемный расход пара, поступающего в дефлегматор, определен по формуле:

$$V_{\text{п}} = \frac{22,4 \cdot G_D (R + 1) \cdot t_{\text{срп}} \cdot p_0}{M_D t_0 p} \quad (20)$$

Предварительно рассчитана мольная масса дистиллята по формуле:» [17]

$$M_D = M_A \cdot x_D + M_B (1 - x_D) = 120,2 \cdot 0,97 + 118,18 (1 - 0,97) \\ = 120,14 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

Тогда получим следующее:

$$V_{\text{п}} = \frac{22,4 \cdot G_D (R + 1) \cdot t_{\text{срп}} \cdot p_0}{M_D t_0 p} = \frac{22,4 \cdot 0,031 \cdot (30,85 + 1) \cdot (161,75 + 273) \cdot 101,3}{120,14 \cdot 273 \cdot 101,3}$$

$$= 0,293 \left( \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \right)$$

«Диаметр колонны определен по формуле:» [17]

$$D = \sqrt{\frac{V_{\text{п}}}{0,785 w_{\text{п}}}} = \sqrt{\frac{0,293}{0,785 \cdot 0,787}} = 0,7 \text{ (м)}$$

«Выбран стандартный диаметр колонны  $D_k = 0,8$  м. При этом действительная скорость пара в колонне составит:

$$w_{\text{пд}} = w_{\text{п}} \cdot \left( \frac{D}{D_k} \right)^2 = 0,787 \cdot \left( \frac{0,7}{0,8} \right)^2 = 0,603 \left( \frac{\text{м}}{\text{с}} \right)$$

Для колонны диаметром 800 мм выбраны нормализированные тарелки типа ТСК-1 (ОСТ 26-808–73) с капсульными стальными колпачками» [17].

Общее число колпачков в тарелке – 29.

### **3.4 Конструктивный расчет высоты колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола**

«Высота колонны найдена графоаналитическим методом, т. е. последовательно рассчитаны коэффициенты массоотдачи, массопередачи, коэффициенты полезного действия тарелок; построена кинетическая кривая и определено число действительных тарелок.

Коэффициент массоотдачи в паровой фазе  $\beta_{\text{п}}$ , м/с, рассчитывается по формуле:

$$\beta_{\text{п}} = \frac{D_{\text{п}}}{22,4} (0,79 Re_{\text{п}} + 11\,000) \quad (21)$$

где

$D_{\text{п}}$  – коэффициент молекулярной диффузии паров компонента  $A$  в парах компонента  $B$ , м<sup>2</sup>/с;

$Re_{\text{п}}$  – критерий Рейнольдса для паровой фазы.

Коэффициент молекулярной диффузии в паровой фазе  $D_{\text{п}}$ , м<sup>2</sup>/с, вычисляется по формуле:

$$D_{\text{п}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.5}}{p \left( v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}} \right)} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (22)$$

где

$T$  – температура, К;

$p$  – абсолютное давление, кгс/см<sup>2</sup> (101,3 кПа = 1,033 кгс/см<sup>2</sup>);

$M_A, M_B$  – молярные массы пара компонентов  $A$  и  $B$ ;

$v_A, v_B$  – молярные объемы компонентов  $A$  и  $B$ , определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав пара» [17].

«Критерий Рейнольдса для паровой фазы:

$$Re_{\text{п}} = \frac{D_k w_{\text{п}} p_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} \quad (23)$$

где

$\mu_{\text{п}}$  – динамический коэффициент вязкости пара, Па·с, определяемый по формуле:

$$\frac{M_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}}} = \frac{M_A y_A}{\mu_A} + \frac{M_B y_B}{\mu_B} \quad (24)$$

где

$M_{\text{п}}, M_A, M_B$ , – молярные массы пара и отдельных компонентов, кг/кмоль;

$\mu_{\text{п}}, \mu_A, \mu_B$ , – соответствующие им динамические коэффициенты вязкости, Па·с;

$y_A, y_B$  – молярные доли компонентов смеси» [17].

В соответствии с формулой «коэффициенты диффузии паров изопробилбензола в парах АМС:

а) в верхней части колонны

$$D_{\text{п}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.5}}{p \left( v_A^3 + v_B^3 \right)} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot (159,2 + 273)^{1.5}}{1,033 \left( 162,6^{\frac{1}{3}} + 155,2^{\frac{1}{3}} \right)} \cdot \sqrt{\frac{1}{120,2} + \frac{1}{118,18}}$$

$$= 4,13 \cdot 10^{-6} \left( \frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right)$$

б) в нижней части колонны» [17]

$$D_{\text{п}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.5}}{p \left( v_A^3 + v_B^3 \right)} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot (164,2 + 273)^{1.5}}{1,033 \left( 162,6^{\frac{1}{3}} + 155,2^{\frac{1}{3}} \right)} \cdot \sqrt{\frac{1}{120,2} + \frac{1}{118,18}}$$

$$= 4,2 \cdot 10^{-6} \left( \frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right)$$

Согласно формуле, «коэффициенты динамической вязкости смеси паров изопропилбензола и АМС:

а) в верхней части колонны при температуре 159,2 °С

$$\mu_{\text{в}} = 0,0109 \text{ (мПа}\cdot\text{с)}$$

$$\mu_{\text{п.в}} = \frac{119,32}{\frac{120,2 \cdot 0,565}{0,0109 \cdot 10^{-3}} + \frac{118,18 \cdot (1 - 0,565)}{0,0109 \cdot 10^{-3}}} = 10,91 \cdot 10^{-6} \text{ (Па}\cdot\text{с)}$$

б) в нижней части колонны при температуре 164,3 °С» [3]

$$\mu_{\text{н}} = 0,011 \text{ (мПа}\cdot\text{с)}$$

$$\mu_{\text{п.н}} = \frac{118,37}{\frac{120,2 \cdot 0,095}{0,011 \cdot 10^{-3}} + \frac{118,18 \cdot (1 - 0,095)}{0,011 \cdot 10^{-3}}} = 11,06 \cdot 10^{-6} \text{ (Па}\cdot\text{с)}$$

«В соответствии с формулой критерий Рейнольдса для паровой фазы:

а) в верхней части колонны

$$Re_{\text{пв}} = \frac{D_k w_{\text{пв}} \rho_{\text{пв}}}{\mu_{\text{пв}}} = \frac{0,8 \cdot 0,603 \cdot 3,36}{10,91 \cdot 10^{-6}} = 148\,567$$

б) в нижней части колонны» [3]

$$Re_{\text{пн}} = \frac{D_k w_{\text{пн}} \rho_{\text{пн}}}{\mu_{\text{пн}}} = \frac{0,8 \cdot 0,603 \cdot 3,30}{11,06 \cdot 10^{-6}} = 143\,935$$

«Коэффициент массоотдачи в паровой фазе по формуле составит:

а) в верхней части колонны

$$\beta_{\text{пв}} = \frac{D_{\text{пв}}}{22,4} (0,79 Re_{\text{пв}} + 11\,000) = \frac{4,13 \cdot 10^{-6}}{22,4} \cdot (0,79 + 148\,567 + 11\,000)$$

$$= 0,024 \left( \frac{\text{м}}{\text{с}} \right)$$

б) в нижней части колонны» [3]

$$\beta_{\text{пн}} = \frac{D_{\text{пн}}}{22,4} (0,79 Re_{\text{пн}} + 11\,000) = \frac{4,2 \cdot 10^{-6}}{22,4} \cdot (0,79 + 143\,935 + 11\,000)$$

$$= 0,023 \left( \frac{\text{м}}{\text{с}} \right)$$

«Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе  $\beta_{\text{ж}}$ , м/с, рассчитывается по формуле:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{38\,000 p_{\text{ж}} D_{\text{ж}} Pr_{\text{ж}}^{0,62}}{M_{\text{ж}}} \quad (25)$$

где

$D_{\text{ж}}$  – коэффициент диффузии в жидкости, м<sup>2</sup>/с;

$Pr_{\text{ж}}$  – диффузионный критерий Прандля;

$M_{\text{ж}}$  – средняя мольная масса жидкости в колонне, кг/кмоль:

$$M_{\text{ж}} = M_{\text{А}} x_{\text{ср}} + M_{\text{В}} (1 - x_{\text{ср}}) \quad (26)$$

где

$x_{\text{ср}}$  – средний мольный состав жидкости, кмоль А/кмоль смеси.

В соответствии с формулой средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны составят:» [3]

$$M_{\text{жв}} = M_{\text{А}} x_{\text{ср}} + M_{\text{В}} (1 - x_{\text{ср}}) = 120,2 \cdot 0,55 + 118,18 \cdot (1 - 0,55)$$

$$= 119,30 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

$$M_{\text{жн}} = M_{\text{А}} x_{\text{ср}} + M_{\text{В}} (1 - x_{\text{ср}}) = 120,2 \cdot 0,083 + 118,18 \cdot (1 - 0,083)$$

$$= 118,35 \left( \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \right)$$

«При расчете диффузии паров низкокипящего компонента в жидкости сначала определяют коэффициент диффузии при 20°C  $D_{20}$ , а затем коэффициент диффузии при соответствующей температуре  $D_{\text{ж}}$ .

Коэффициент диффузии в жидкости при 20°C  $D_{20}$ , м<sup>2</sup>/с, можно вычислить по приближенной формуле:» [17]

$$D_{20} = \frac{(1 \cdot 10^{-6})}{AB \sqrt{\mu_{ж}} \cdot \left( v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}} \right)} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (27)$$

где

« $A, B$  – коэффициенты, зависящие от свойств низкокипящего и высококипящего компонентов;

$\mu_{ж}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости при 20°C, мПа·с;

$v_A, v_B$  – мольные объемы компонентов  $A$  и  $B$ ;

$M_A, M_B$  – мольные массы пара компонентов  $A$  и  $B$ , кг/кмоль.

Коэффициент диффузии пара в жидкости  $D_{ж}$  (при соответствующей температуре  $t$ ) связан с коэффициентом диффузии  $D_{20}$  (при температуре 20°C) следующей приближенной зависимостью:

$$D_{ж} = D_{20} (1 + b(t - 20)) \quad (28)$$

в которой температурный коэффициент  $b$  может быть определен по эмпирической формуле:

$$b = 0.2 \frac{\sqrt{\mu_{ж}}}{\sqrt[3]{\rho_{ж}}} \quad (29)$$

где

$\mu_{ж}$  – динамический коэффициент вязкости жидкости при 20°C, мПа·с;

$\rho_{ж}$  – плотность жидкости при 20°C, кг/м<sup>3</sup>.

Динамический коэффициент вязкости жидкости вычисляется по формуле:

$$\lg \mu_{ж} = x_{cp} \lg \mu_a + (1 - x_{cp}) \lg \mu_B \quad (30)$$

где

$\mu_A, \mu_B$  – вязкости жидких компонентов  $A$  и  $B$  при температуре смеси, мПа·с» [3].

Рассчитаны динамические коэффициенты вязкости жидкостей в колонне при 20°C по формуле, «предварительно определены вязкости изопропилбензола и АМС при 20°C:  $\mu_A = 0,79$  мПа·с;  $\mu_B = 0,65$  мПа·с, тогда:

а) в верхней части колонны

$$\lg \mu_{жв} = x_{cp} \lg \mu_a + (1 - x_{cp}) \lg \mu_B = 0,553 \lg 0,79 + (1 - 0,553) \lg 0,65 \\ = -0,139 \text{ (при } \mu_{жв} = 0,724 \text{ (мПа·с))}$$

б) в нижней части колонны» [17]

$$\lg \mu_{жн} = x_{cp} \lg \mu_a + (1 - x_{cp}) \lg \mu_B = 0,083 \lg 0,79 + (1 - 0,083) \lg 0,65 \\ = -0,179 \text{ (при } \mu_{жн} = 0,661 \text{ (мПа·с))}$$

«Как видно из полученных значений, в рассматриваемом примере коэффициенты вязкости жидкостей в верхней и нижней частях колонны примерно одинаковы» [17].

Кроме того, «близки плотности жидких изопропилбензола и АМС при 20°C:  $\rho(\text{ИПБ}) = 862$  кг/м<sup>3</sup>,  $\rho(\text{АМС}) = 910$  кг/м<sup>3</sup>, поэтому можно принять:» [38]

$$\rho_{жв} = \rho_{жн} = \rho_{ж} = 886 \left( \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$$

«Тогда температурный коэффициент  $b$  также можно принять одинаковым и равным, согласно формуле:

$$b = 0,2 \frac{\sqrt{\mu_{ж}}}{\sqrt[3]{\rho_{ж}}} = 0,2 \cdot \frac{\sqrt{0,724}}{\sqrt[3]{886}} = 0,018$$

Коэффициент диффузии изопропилбензола в жидком АМС при 20°C вычислены по формуле:

а) для верхней части колонны

$$D_{20в} = \frac{(1 \cdot 10^{-6})}{AB \sqrt{\mu_{ж}} \cdot \left( \frac{1}{v_A^3} + \frac{1}{v_B^3} \right)} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \\ = \frac{(1 \cdot 10^{-6})}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,724} \cdot \left( 162,6 \frac{1}{A^3} + 155,2 \frac{1}{B^3} \right)} \sqrt{\frac{1}{120,2} + \frac{1}{118,18}} = 1,3 \cdot 10^{-9} \left( \frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right)$$

б) для нижней части колонны» [17].

$$D_{20н} = \frac{(1 \cdot 10^{-6})}{AB \sqrt{\mu_{ж}} \cdot \left( v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}} \right)} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$

$$= \frac{(1 \cdot 10^{-6})}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,661} \cdot \left( 162,6^{\frac{1}{3}} + 155,2^{\frac{1}{3}} \right)} \sqrt{\frac{1}{120,2} + \frac{1}{118,18}} = 1,36 \cdot 10^{-9} \left( \frac{M^2}{c} \right)$$

«Коэффициенты диффузии пара изопропилбензола в АМС при соответствующей температуре в колонне найдены по формуле:

а) для верхней части колонны при  $t_{ж.в} = 158,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$D_{жв} = D_{20в} (1 + b(t - 20)) = 1,3 \cdot 10^{-9} (1 + 0,018(158,2 - 20))$$

$$= 4,53 \cdot 10^{-9} \left( \frac{M^2}{c} \right)$$

б) для нижней части колонны при  $t_{ж.н} = 164,2 \text{ } ^\circ\text{C}$ » [17].

$$D_{жн} = D_{20н} (1 + b(t - 20)) = 1,36 \cdot 10^{-9} (1 + 0,018(164,2 - 20))$$

$$= 4,67 \cdot 10^{-9} \left( \frac{M^2}{c} \right)$$

«Диффузионный критерий Прандтля  $Pr_{ж}$  рассчитывается по формуле:

$$Pr_{ж} = \frac{\mu_{ж.ср}}{\rho_{ж} D_{ж}} \quad (31)$$

где

$\mu_{ж.ср}$  – динамическая вязкость жидкости при средней температуре смеси, Па·с, вычисляемая по формуле:

$$\lg \mu_{ж} = x_{ср} \lg \mu_A + (1 - x_{ср}) \lg \mu_B \quad (32)$$

где

$\mu_A$ ,  $\mu_B$  – вязкости жидких компонентов  $A$  и  $B$  при температуре смеси, мПа·с.

а) в верхней части колонны при  $t_{ж.в} = 158,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\lg \mu_{жв} = x_{cp} \lg \mu_a + (1 - x_{cp}) \lg \mu_B = 0,553 \lg 0.139 + (1 - 0.553) \lg 0.139 \\ = 0,139 \text{ (при } \mu_{жв} = 0.139 \text{ (мПа}\cdot\text{с))}$$

б) в нижней части колонны» [17]

$$\lg \mu_{жн} = x_{cp} \lg \mu_a + (1 - x_{cp}) \lg \mu_B = 0,083 \lg 0.126 + (1 - 0.083) \lg 0.126 \\ = 0,126 \text{ (при } \mu_{жн} = 0.126 \text{ (мПа}\cdot\text{с))}$$

«Критерий Прандтля составит:

а) для верхней части колонны

$$Pr_{ж} = \frac{\mu_{ж.ср}}{\rho_{ж} D_{ж}} = \frac{0,139 \cdot 10^{-3}}{767 \cdot 4,53 \cdot 10^{-9}} = 40$$

б) в нижней части колонны» [17].

$$Pr_{ж} = \frac{\mu_{ж.ср}}{\rho_{ж} D_{ж}} = \frac{0,126 \cdot 10^{-3}}{783 \cdot 4,67 \cdot 10^{-9}} = 34,4$$

«Определяем коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе:

а) для верхней части колонны

$$\beta_{ж} = \frac{38\,000 \rho_{ж} D_{ж} Pr_{ж}^{0.62}}{M_{ж}} = \frac{38\,000 \cdot 767 \cdot 4,53 \cdot 10^{-9} \cdot 40^{0.62}}{119.3} = 0.011 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right)$$

б) в нижней части колонны» [17].

$$\beta_{ж} = \frac{38\,000 \rho_{ж} D_{ж} Pr_{ж}^{0.62}}{M_{ж}} = \frac{38\,000 \cdot 783 \cdot 4,67 \cdot 10^{-9} \cdot 34.4^{0.62}}{118.32} = 0.0105 \left( \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right)$$

После проведенных расчетов, составим кинетическую кривую (рисунок

10)

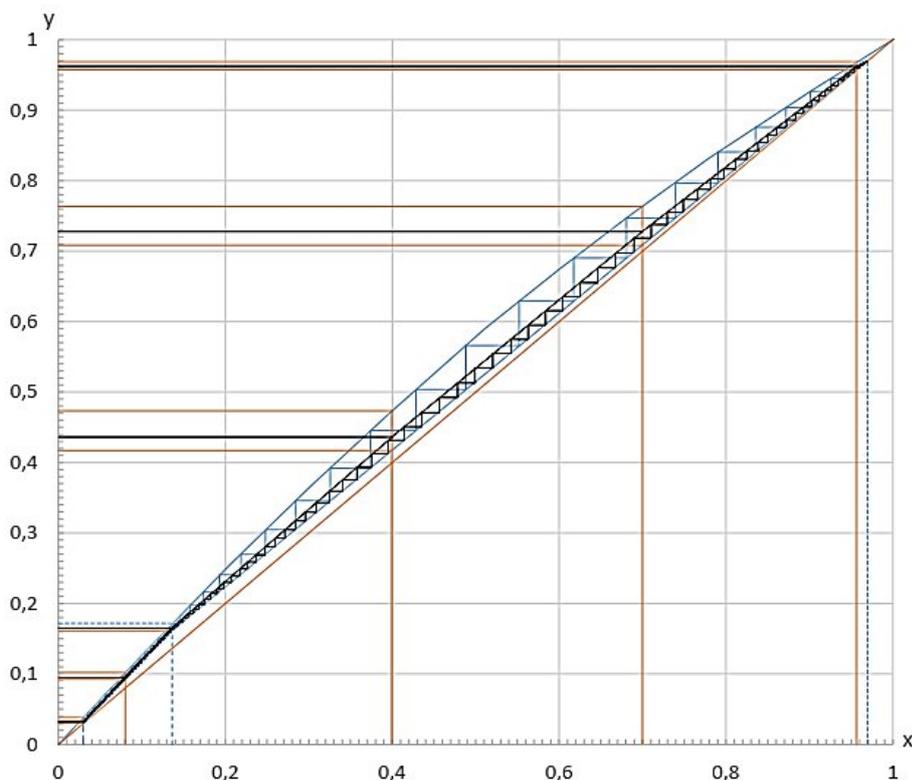


Рисунок 10 – Кинетическая кривая

После построения кинетической кривой было определено количество единиц переноса. Получено 95 тарелок (64 – в верхней части колонны, 31 – в нижней), которые и обеспечивают разделение смеси в заданных пределах изменения концентраций.

«Общая высота тарельчатой ректификационной колонны  $H$ , м, определяется по формуле:

$$H = h_{\text{м.т}}(n - 1) + h_{\text{сеп}} + h_{\text{куб}} \quad (33)$$

где

$h_{\text{м.т}}$  – расстояние между тарелками, м;

$h_{\text{сеп}}$  – расстояние между верхней тарелкой и крышкой колонны (высота сепарационного пространства), м;

$h_{\text{куб}}$  – расстояние между нижней тарелкой и дном колонны (высота кубовой части), м;

$h_{\text{л}}$  – высота люка, 450 мм. Задаемся для колонны выбранного типа (диаметр 0,8 м)» [17]:

$$H = h_{\text{MT}}(n - 1) + h_{\text{сеп}} + h_{\text{куб}} = 0,45(95 - 1) + 1 + 2,5 + (9 \cdot 0,45) = 49,85 \\ = 50 \text{ (м)}$$

Таким образом высота проектируемой колонны составляет 50 метров.

### 3.5 Расчет теплового баланса процесса отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола

«Расход теплоты, получаемой кипящей жидкостью от конденсирующего пара в кубе-испарителе колонны  $Q_k$ , Вт, определяется по формуле:

$$Q_k = Q_D + G_D c_D t_D + G_w c_w t_w - G_F c_F t_F + Q_{\text{пот}} \quad (34)$$

где

$Q_D$  – расход теплоты, отнимаемой охлаждающей водой от конденсирующихся в дефлегматоре паров, Вт;

$c_F$ ,  $c_D$ ,  $c_W$  – теплоемкость исходной смеси, дистиллята, кубовой жидкости соответственно, Дж/(кг·К);

$Q_{\text{пот}}$  – тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт» [29].

«Значение теплоемкости смеси жидкости  $c$ , Дж/(кг·К), вычисляется по правилу аддитивности:

$$c = c_A \cdot x_A + c_B (1 - x_A) \quad (35)$$

Температура исходной смеси  $t_F = 60^\circ\text{C}$ ; кубового остатка  $t_W = 40^\circ\text{C}$  и дистиллята  $t_D = 45^\circ\text{C}$

Расчет теплоемкости смесей:

$$c_F = 1.91 \cdot 10^3 \cdot 0.11 + 2.21 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0.11) = 2177.00 \left( \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right)$$

$$c_D = 1.85 \cdot 10^3 \cdot 0.97 + 2.14 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0.97) = 1858.70 \left( \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right)$$

$$c_W = 1.83 \cdot 10^3 \cdot 0.0288 + 2.12 \cdot 10^3 \cdot (1 - 0.0288) = 2111.65 \left( \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right)$$

Удельная теплота конденсации дистиллята составит:» [17].

$$r_D = 364.30 \cdot 0.97 + 375.89 \cdot (1 - 0.97) = 364.65 \left( \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right)$$

«Количества тепла, отнимаемого охлаждающей водой от конденсирующегося в дефлегматоре пара, определяется по формуле:

$$Q_D = 0.031 \cdot (30.85 + 1) \cdot 364.65 \cdot 10^3 = 3.6 \cdot 10^5 (\text{Вт})$$

Тепловые потери колонны в окружающую среду  $Q_{\text{пот.}}$ , Вт, находим по формуле:

$$Q_{\text{пот}} = \alpha F_{\text{н}} (t_{\text{стн}} - t_{\text{возд}}) \quad (36)$$

где

$\alpha$  – суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$F_{\text{н}}$  – наружная поверхность изоляции колонны, м<sup>2</sup>;

$t_{\text{ст.н}}$  – температура наружной поверхности стенки колонны, принята 40 °С;

$t_{\text{возд.}}$  – температура воздуха в помещении, принята 20 °С» [17].

«Наружную поверхность изоляции колонны  $F_{\text{н}}$ , м<sup>2</sup>, рассчитывается по формуле:

$$F_{\text{н}} = \pi \cdot D_k^2 \cdot H_k + 2 \cdot 0.785 \cdot D_k^2 \quad (37)$$

тогда

$$F_{\text{н}} = \pi \cdot D_k^2 \cdot H_k + 2 \cdot 0.785 \cdot D_k^2 = 3,14 \cdot 0,8^2 \cdot 50 + 2 \cdot 0.785 \cdot 0.8^2 = 101.48 (\text{м}^2)$$

Суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением  $\alpha$ , определяется как:

$$\alpha = 9.3 + 0.058 \cdot t_{\text{стн}} = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,6 \left( \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \right)$$

Потери тепла в окружающую среду, согласно формуле, составят:

$$Q_{\text{пот}} = 11,6 \cdot 101,48 \cdot (40 - 20) = 23\,543,36 (\text{Вт})$$

Расход тепла в кубе колонны, с учетом тепловых потерь, находится по формуле:» [17].

$$Q_k = 3.6 \cdot 10^5 + 0.031 \cdot 1858.7 \cdot 45 + 0.33 \cdot 2111.65 \cdot 40 - 0.361 \cdot 2177 \cdot 60 + 23543.36 \\ = 3.66 \cdot 10^5 (\text{Вт})$$

«Расход греющего пара составит:

$$G_{\text{грп}} = \frac{Q_k}{r_{\text{грп}} \cdot x} = \frac{3.66 \cdot 10^5}{2260 \cdot 10^3 \cdot 0.95} = 612 \left( \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \right)$$

Расход воды в дефлегматоре при нагревании на 20°C:

$$G_B = \frac{Q_D}{c_B \Delta t_B} = \frac{3.6 \cdot 10^5}{4190 \cdot 20} = 15\,481 \left( \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \right)$$

Расход воды в холодильнике дистиллята при нагревании ее на 20°C:

$$G'' = \frac{G_D c_D \Delta t_D}{c_B \Delta t_B} = \frac{0.031 \cdot 1858.70 \cdot (45 - 20)}{4190 \cdot 20} = 61.2 \left( \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \right)$$

Расход воды в холодильнике кубового остатка при нагревании ее на 20°C

$$G''' = \frac{G_w c_w t_w}{c_B \Delta t_B} = \frac{0.33 \cdot 2111.65 \cdot (40 - 20)}{4190 \cdot 20} = 597.6 \left( \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \right)$$

Общий расход составит:» [3]

$$\sum G_B = 16\,138.8 \left( \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \right)$$

На основе проведенного расчета проектирования колонны для отмывки альфа-метилстирола-дистиллята от изопропилбензола является эффективным.

### Заключение

Ректификация — процесс разделения однородных смесей летучих жидкостей посредством тепла- и массообмена между двумя неравновесными фазами — жидкостью и паром, которые, в свою очередь, имеют различную температуру и текучесть относительно друг друга.

Разделение происходит при непрерывном контакте фаз и обычно в аппаратах колонного типа. При каждом контакте небольшой кипящий компонент, обогащающий пары, имеет тенденцию отделяться от исходного состава отдельных компонентов, в то время как большой кипящий компонент, перетекающий в жидкость, имеет тенденцию конденсироваться из паровой фазы.

В производственном процессе ООО "Тольяттикаучук" используется  $\alpha$ -метилстирол высокой чистоты с содержанием основного вещества не менее

99,7%, что является критически важным параметром для обеспечения качества конечного продукта. Технологическая схема предусматривает использование как свежего мономера, так и рециркулирующего потока  $\alpha$ -метилстирола, что создает условия для накопления примесей, в частности изопропилбензола. Это приводит к необходимости дополнительных энергозатрат на циркуляцию и требует разработки эффективных методов очистки.

Проведенный анализ показал целесообразность применения азеотропной ректификации как основного метода очистки мономера от изопропилбензольных примесей. Технологический процесс очистки включает несколько последовательных стадий: первоначальное смешение  $\alpha$ -метилстирола с гидроксиацетоном с последующей подачей в ректификационную колонну периодического действия. Особенностью процесса является последующая водная промывка как дистиллята, так и кубового остатка, что обеспечивает полное удаление гидроксиацетона.

Реализация данной схемы предусматривает сложную систему рециркуляции компонентов: изопропилбензол после отделения направляется в промежуточную емкость, часть дистиллята возвращается в виде флегмы, а промывная вода проходит стадию регенерации с выделением гидроксиацетона для повторного использования. Очищенная вода возвращается в цикл промывки, что делает процесс ресурсосберегающим.

Проведенные расчеты и проектирование ректификационной колонны подтвердили эффективность предложенного метода. Согласно полученным данным, содержание изопропилбензола в кубовом остатке после очистки не превышает 1,89% масс., что полностью соответствует технологическим требованиям производства бутадиен-стирольного каучука. Разработанная схема очистки позволяет существенно повысить качество циркулирующего мономера при оптимальных энергетических затратах.

## Список используемой литературы и использованных источников

1. Ананьева Е.А., Егорова Е.В., Ларин Л.В. Современное состояние и перспективы развития процессов получения фенола. Обзор рынка и современное состояние процессов получения фенола. [Электронный ресурс] – URL: <https://www.finechem-mirea.ru/jour/article/viewFile/1303/1351> (дата обращения: 19.02.2025).
2. Бондалетов, В. Г. Оборудование производств органического синтеза : учебное пособие для вузов / В. Г. Бондалетов, В. В. Бочкарев, А. А. Ляпков. — Санкт-Петербург : Лань, 2025. — 216 с. — ISBN 978-5-507-51684-1. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/455579> (дата обращения: 19.02.2025)
3. Васильева И.И., Тывина Т.Н., Дмитриева И.В. Очистка фенола от гидроксиацетона и 2-метилбензофурана методом ректификации. [Электронный ресурс] – URL: [file:///C:/Users/Lenovo/Downloads/ochistkafenola-ot-gidroksiatsetona-i-2-metilbenzofurana-metodom-rektifikatsii%20\(1\).pdf](file:///C:/Users/Lenovo/Downloads/ochistkafenola-ot-gidroksiatsetona-i-2-metilbenzofurana-metodom-rektifikatsii%20(1).pdf) (дата обращения: 19.02.2025).
4. Власова, Г. В. Основные процессы и аппараты химической технологии : учебник / Г. В. Власова, Д. А. Чудиевич, Н. А. Пивоварова. — Вологда : Инфра-Инженерия, 2022. — 188 с. — ISBN 978-5-9729-0863-9. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/281741> (дата обращения: 19.02.2025).
5. Воронин В. М., Игнатова Е.В. Расчет ректификационной колонны с различными контактными устройствами. [Электронный ресурс] – URL: [https://biblioteka.sibsau.ru/pdf/izdv/izdv\\_sibgtu/Voronin\\_Raschyot\\_2022.pdf](https://biblioteka.sibsau.ru/pdf/izdv/izdv_sibgtu/Voronin_Raschyot_2022.pdf) (дата обращения: 19.02.2025).
6. Гаврилов, А. Н. Средства и системы управления технологическими процессами : учебное пособие / А. Н. Гаврилов, Ю. В. Пятаков. — 3-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2022. — 376 с. — ISBN 978-5-8114-4584-4. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная

система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/206903> (дата обращения: 19.02.2025).

7. Газизова, О. В. Экологическая безопасность : учебное пособие / О. В. Газизова, А. Р. Галеева, А. В. Сафина. — Казань : КНИТУ, 2019. — 116 с. — ISBN 978-5-7882-2708-5. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/245048> (дата обращения: 19.02.2025).

8. ГОСТ Р 52857.1 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Общие требования. Методы расчета на прочность. Расчет цилиндрических и конических обечаек, выпуклых и плоских днищ и крышек.

9. ГОСТ Р 52857.10-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Сосуды и аппараты, работающие сероводородными средами.

10. ГОСТ Р 52857.11-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Метод расчета обечаек и днищ с учетом смещения кромок сварных соединений, угловатости и некруглости обечаек.

11. ГОСТ Р 52857.12-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Требования к форме предоставления расчетов на прочность выполняемых на ЭВМ.

12. ГОСТ Р 52857.2-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета

13. ГОСТ Р 52857.3-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Укрепления отверстий в обечайках и днищах при внутреннем и внешнем давлениях.

14. ГОСТ Р 52857.4-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Расчет на прочность и герметичность фланцевых соединений.

15. ГОСТ Р 52857.5-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Расчет обечайки и днищ от воздействия опорных нагрузок.

16. ГОСТ Р 52857.6-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Расчет на прочность при малоцикловых нагрузках.

17. ГОСТ Р 52857.7-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Теплообменные аппараты.

18. ГОСТ Р 52857.8-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Сосуды и аппараты с рубашками.

19. ГОСТ Р 52857.9-2007 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Определения напряжений в местах пересечений штуцеров с обечайками и днищами при воздействии давления и внешних нагрузок на штуцер.

20. Гужель, Ю. А. Процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие / Ю. А. Гужель. — Благовещенск : АмГУ, 2019 — Часть 1 : Гидромеханические процессы и аппараты — 2019. — 96 с. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/156568> (дата обращения: 19.02.2025).

21. Гусев, Е. В. Атлас чертежей тепло- и массообменного промышленного оборудования : учебное пособие / Е. В. Гусев, А. И. Сокольский, Д. А. Долинин. — Иваново : ИГЭУ, 2020. — 114 с. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/296072> (дата обращения: 19.02.2025).

22. Дмитренко, В. П. Экологическая безопасность в техносфере : учебное пособие / В. П. Дмитренко, Е. В. Сотникова, Д. А. Кривошеин. — Санкт-Петербург : Лань, 2022. — 524 с. — ISBN 978-5-8114-2099-5. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/212375> (дата обращения: 19.02.2025).

23. Другов, Ю. С. Экологические анализы при разливах нефти и нефтепродуктов : руководство / Ю. С. Другов, А. А. Родин. — 3-е изд. — Москва : Лаборатория знаний, 2020. — 273 с. — ISBN 978-5-00101-837-7. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/135539> (дата обращения: 19.02.2025).

24. Закошанский В.М. Проблемы разделения и очистки продуктов при промышленном получении фенола. [Электронный ресурс] – URL: <https://docs.yandex.ru/docs/view?url=yamail%3A%2F%2F184366109745479902%2F1.2&name=103.pdf&uid=1622544764&nosw=1> (дата обращения: 19.02.2025).

25. Захаров, М. К. Процессы и аппараты химической технологии. Теории и способы энергосбережения в ректификации : учебное пособие для вузов / М. К. Захаров. — Санкт-Петербург : Лань, 2024. — 228 с. — ISBN 978-5-507-49233-6. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/414836> (дата обращения: 19.02.2025).

26. Захаров, М. К. Энергосберегающая ректификация : учебное пособие для вузов / М. К. Захаров. — 2-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2024. — 252 с. — ISBN 978-5-507-51647-6. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/426281> (дата обращения: 19.02.2025).

27. Карпов, К. А. Технологическое прогнозирование развития производств нефтегазохимического комплекса: учебник / К. А. Карпов. — Санкт-Петербург: Лань, 2022. — ISBN 978-5-8114-2729-1. — Текст: электронный // Лань: электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/210047> (дата обращения: 19.02.2025)

28. Качор, О. Л. Экологическая безопасность : учебное пособие / О. Л. Качор, В. В. Трусова. — Иркутск : ИРНИТУ, 2021. — 176 с. — ISBN 978-5-8038-1649-2. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/325301> (дата обращения: 19.02.2025).

29. Кириллов А. В. «Расчет контактных устройств тарельчатых колонных аппаратов». [Электронный ресурс] – URL: [https://knastu.ru/media/files/page\\_files/page\\_421/posobiya\\_2014/\\_Kirillov\\_Rasch](https://knastu.ru/media/files/page_files/page_421/posobiya_2014/_Kirillov_Rasch)

et\_kontaknykh\_ustroystv\_tarelchatykh\_kolonnykh\_apparatorov.pdf (дата обращения: 19.02.2025).

30. Кирпичников П. А., Береснев В. В., Попова Л. М. – Альбом технологических схем основных производств промышленности синтетического каучука: –Учеб.пособие для вузов. – 2-е изд., перераб. Л.: Химия, 1986 — 224 с. ил. (дата обращения: 19.02.2025).

31. Классификация и конструкция реакторов, применяемых в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности : учебно-методическое пособие / Х. Х. Ахмадова, Ж. Т. Хадисова, Э. У. Идрисова [и др.]. — Грозный : ГГНТУ, 2021. — 208 с. — ISBN 978-5-6047711-4-3. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/222851> (дата обращения: 19.02.2025).

32. Конструирование и расчет элементов оборудования: практикум : учебное пособие / С. И. Валеев, А. С. Поникаров, В. А. Булкин, С. И. Поникаров. — Казань : КНИТУ, 2019. — 124 с. — ISBN 978-5-7882-2562-3. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/196205> (дата обращения: 19.02.2025).

33. Лаптев, А. Г. Гидромеханические процессы в аппаратах химической технологии : учебно-справочное пособие для вузов / А. Г. Лаптев. — Санкт-Петербург : Лань, 2024. — 592 с. — ISBN 978-5-507-49597-9. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/427193> (дата обращения: 19.02.2025).

34. Лебедев Н. Н. – Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза: Учебник для вузов. 4-е изд., перераб. и доп. – М. Химия, 1998. – 592 с. [Электронный ресурс] – URL: <https://djvu.online/file/ORvRriTq9tmaO?ysclid=lo64l25iip367453396> (дата обращения: 19.02.2025).

35. Нуртдинов, С. Х. Фенол. Свойства. Применение. Методы получения: учебное пособие / С. Х. Нуртдинов, Р. Б. Султанова, Р. А. Фахрутдинова. — Казань: КНИТУ, 2005. — 75 с. — Текст: электронный //

Лань: электроннобиблиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/13345> (дата обращения: 19.02.2025).

36. Остриков, А. Н. Материалы педагогической диагностики по дисциплине «Процессы и аппараты»: учебное пособие / А. Н. Остриков, И. Н. Болгова, И. С. Наумченко. — Воронеж: ВГУИТ, 2019. — 340 с. — ISBN 978-5-00032-404-2. — Текст: электронный // Лань: электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/130210> (дата обращения: 19.02.2025).

37. Павлов В.А., магистрант гр. ХОм-171, 2 курс Кузбасский государственный технический университет имени Т.Ф. Горбачева г. Кемерово – Рассмотрение возможности усовершенствования технологии производства фенола и ацетона кумольным методом. [Электронный ресурс] – URL: <https://science.kuzstu.ru/wpcontent/Events/Conference/RM/2019/RM19/pages/Articles/70208.pdf> (дата обращения: 19.02.2025).

38. Панова, Т. В. Экологическая безопасность: учебное пособие / Т. В. Панова, М. В. Панов. — Брянск: Брянский ГАУ, 2021. — 131 с. — Текст: электронный // Лань: электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/304427> (дата обращения: 19.02.2025).

39. Патент № RU 2 260 579 C1. Способ очистки фенола от ацетона // Петров Анатолий Николаевич. [Электронный ресурс] – URL: [file:///C:/Users/Lenovo/Downloads/RU2260579C1\\_20050920.pdf](file:///C:/Users/Lenovo/Downloads/RU2260579C1_20050920.pdf) (дата обращения: 19.02.2025).

40. Патент № RU 2 266 275 C1. Способ очистки фенола от примесей // ООО «ИЛЛА ИНТЕРНЕЙШНЛ» [Электронный ресурс] – URL: [https://yandex.ru/patents/doc/RU2266275C1\\_20051220](https://yandex.ru/patents/doc/RU2266275C1_20051220) (дата обращения: 19.02.2025).

41. Патент № RU 2 560 183 C1. Способ получения катализатора для разложения алкилароматических гидропероксидов // Дыкман Аркадий Самуилович. [Электронный ресурс] – URL: <https://patenton.ru/patent/RU2560183C1> (дата обращения: 19.02.2025).

42. Патент № SU 1 710 541 A1. Способ очистки фенола // Богданов Владимир Семенович. [Электронный ресурс] – URL: [https://yandex.ru/patents/doc/SU1710541A1\\_19920207](https://yandex.ru/patents/doc/SU1710541A1_19920207) (дата обращения: 20.10.2023).

43. Патент № US-4532012-A. Получение фенола высокой чистоты путем дистилляции с водяным паром и растворителем // Khonsari Ali M., George D. [Электронный ресурс] – URL: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/patent/US4532012> (дата обращения: 19.02.2025).

44. Перерва, О. В. Компьютерное моделирование статических и динамических режимов работы ректификационных установок: практическое руководство для технологов и проектировщиков : руководство / О. В. Перерва, Т. Н. Гартман. — 2-е изд. — Москва : Лаборатория знаний, 2022. — 208 с. — ISBN 978-5-00101-964-0. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/221690> (дата обращения: 19.02.2025).

45. Поникаров, И. И. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки : учебник для спо / И. И. Поникаров, М. Г. Гайнуллин. — 2-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2025. — 604 с. — ISBN 978-5-507-50634-7. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/451244> (дата обращения: 19.02.2025).

46. Поникаров, И. И. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки / И. И. Поникаров, М. Г. Гайнуллин. — 7-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2023. — 604 с. — ISBN 978-5-507-46914-7. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/323645> (дата обращения: 19.02.2025).

47. Поникаров, И. И. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки / И. И. Поникаров, М. Г. Гайнуллин. — Санкт-Петербург : Лань, 2022. — 604 с. — ISBN 978-5-8114-9815-4. — Текст :

электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/218843> (дата обращения: 19.02.2025).

48. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. В двух книгах. Книга 2 / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.] ; под редакцией В. Г. Айнштейн. — 10-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2023. — 876 с. — ISBN 978-5-507-47219-2. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/352082> (дата обращения: 19.02.2025).

49. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. В двух книгах. Книга 1 / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.]. — 10-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2023. — 916 с. — ISBN 978-5-507-46494-4. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/309377> (дата обращения: 19.02.2025).

50. Разинов, А. И. Процессы и аппараты химической технологии / А. И. Разинов, А. В. Клинов, Г. С. Дьяконов. — 4-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2023. — 688 с. — ISBN 978-5-507-45950-6. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/292058> (дата обращения: 19.02.2025).

51. Разинов, А. И. Процессы и аппараты химической технологии / А. И. Разинов, А. В. Клинов, Г. С. Дьяконов. — 4-е изд., стер. — Санкт-Петербург: Лань, 2023. — 688 с. — ISBN 978-5-507-45950-6. — Текст: электронный // Лань: электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/292058> (дата обращения: 19.02.2025).

52. Райковский, Н. А. Машины и аппараты химических производств. Специальные главы : учебное пособие / Н. А. Райковский. — Омск : ОмГТУ, 2022. — 214 с. — ISBN 978-5-8149-3483-3. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/343694> (дата обращения: 19.02.2025).

53. Расчет и проектирование массообменных аппаратов : учебное пособие / А. Н. Остриков, В. Н. Василенко, О. В. Абрамов, А. В. Логинов. —

Санкт-Петербург : Лань, 2022. — 352 с. — ISBN 978-5-8114-1672-1. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/211802> (дата обращения: 19.02.2025).

54. Расчет процесса и аппаратурного оформления ректификации бинарной и многокомпонентной смеси : учебное пособие / С. К. Чуракова, Т. И. Маннанов, Е. В. Комарова [и др.]. — Уфа : УГНТУ, 2022. — 93 с. — ISBN 978-5-7831-2283-5. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/396641> (дата обращения: 19.02.2025).

55. Рябов, В. Г. Технологии органического и нефтехимического синтеза: учебное пособие / В. Г. Рябов, Л. Г. Тархов. — 2-е изд., испр. и доп. — Пермь: ПНИПУ, 2015. — ISBN 978-5-398-01310-8. — Текст: электронный // Лань: электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/160641> (дата обращения: 19.02.2025).

56. Самойлов Н. А. Примеры и задачи по курсу «Применение ЭВМ в химической технологии»: Учеб. пособие – 2-е издание – 160 с. [Электронный ресурс] — URL: <https://www.chem21.info/page/229013220045237172182133070048139089166182083046/> (дата обращения: 19.02.2025).

57. Сариллов, М. Ю. Теоретические основы расчета машин и аппаратов переработки нефти и газа : учебное пособие / М. Ю. Сариллов, К. Л. Рубцова. — Комсомольск-на-Амуре : КНАГУ, 2019. — 60 с. — ISBN 978-5-7765-1410-4. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/151713> (дата обращения: 19.02.2025).

58. Спиридонов, А. В. Гидравлика, гидромашины и гидропривод: Насосы. Компрессоры. Гидропривод : учебно-методическое пособие / А. В. Спиридонов, А. В. Митинов. — Новополоцк : ПГУ им. Евфросинии Полоцкой, 2024. — 325 с. — ISBN 978-985-531-875-1. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/445430> (дата обращения: 19.02.2025).

59. Технологический регламент ТР-Е-1-01-18 «Получения латекса СКМС-30АРК». (дата обращения: 19.02.2025).

60. Толстых, А. С. Безопасность жизнедеятельности в техносфере : учебник / А. С. Толстых, М. А. Пундик, А. А. Живов. — Донецк : ДонНУЭТ имени Туган-Барановского, 2024. — 319 с. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/427604> (дата обращения: 19.02.2025).

61. Харина, Г. В. Экологическая безопасность человека в техносфере : учебное пособие / Г. В. Харина, С. В. Анахов. — Екатеринбург : РГППУ, 2023. — 186 с. — ISBN 978-5-8050-0743-0. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/352481> (дата обращения: 19.02.2025).

62. Химическая технология первичной переработки нефтепродуктов : учебное пособие / И. Ю. Жукова, А. И. Собчинский, Е. Н. Шубина, Н. П. Маврина. — Ростов-на-Дону : Донской ГТУ, 2021. — 50 с. — ISBN 978-5-7890-1915-3. — Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. — URL: <https://e.lanbook.com/book/237806> (дата обращения: 19.02.2025).

63. Anshula Mandaokar. Alpha-Methylstyrene Market Research Report Information by Purity (<99%, >99%), Application (Resin [acrylonitrile-butadienestyrene (ABS), Polyester, and Alkyd], Plasticizer, Adhesives, Waxes, Chemical Intermediate, Finishing Agents) and Region - Forecast till 2030. [Электронный ресурс] — URL: <https://www.marketresearchfuture.com/reports/alpha-methylstyrene-market-7530> (дата обращения: 19.02.2025).

64. Chen LJ, Wegerski CJ, Kramer DJ, Thomas LA, McDonald JD, Dix KJ, Sanders JM. Drug Metab Dispos. 2011 Mar; 39(3):498-509. doi: 10.1124/dmd.110.034769. Epub 2010 Nov 23. Disposition and metabolism of cumene in F344 rats and B6C3F1 mice. [Электронный ресурс] — URL <https://pubmed.ncbi.nlm.nih.gov/18685715/> (дата обращения: 19.02.2025).

65. H. Ziegler. Title: Flavourings. Production, Composition, Applications, Regulations Year: 2004 Edition: 2 Publisher: Wiley-VCH DDC: 660.6/34 LCC: TP248.65.E59 E593 200a [Электронный ресурс] – URL: <https://chempedia.info/page/059212073148041126021047237069127247040088238172/> (дата обращения: 19.02.2025).

66. S. Nikfar, A.F. Behboudi, in Encyclopedia of Toxicology (Third Edition), 2014. [Электронный ресурс] – URL: <https://www.sciencedirect.com/referencework/9780123864550/encyclopedia-of-toxicology> (дата обращения: 19.02.2025).

67. Stephen Lower. Reference textbook for General Chemistry Stephen Lower of Simon Fraser University. [Электронный ресурс] – URL: <https://chem1.com/acad/webtext/solut/solut-5.html> (дата обращения: 19.02.2025)

# Приложение А

## Установка колонны отмывки альфаметилстирола-дистиллята от изопропилбензола

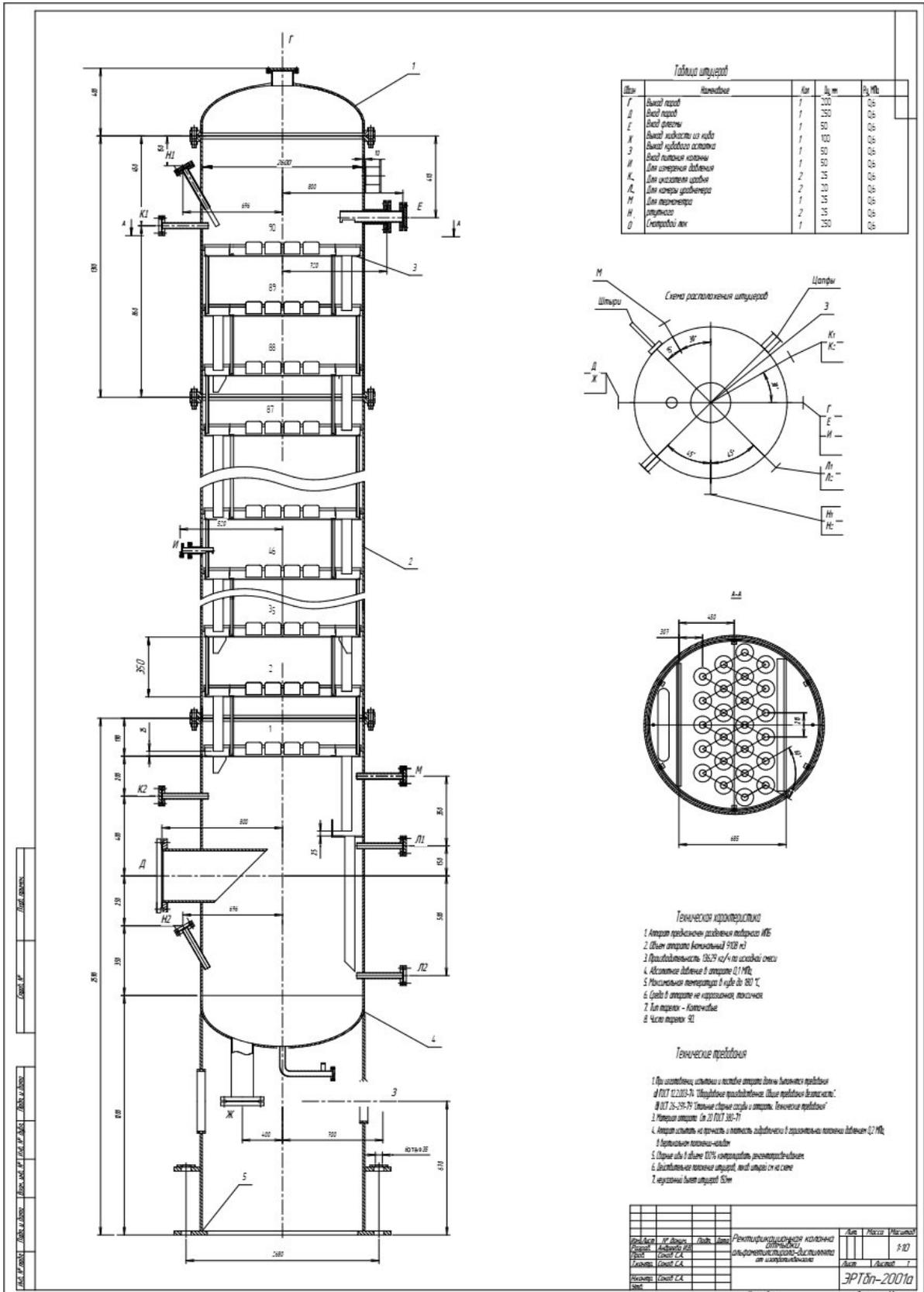


Рисунок А.1 – Установка колонны