

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
«___» _____ 20__ г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ

Исполнитель студент группы 1107-об	_____	М.А. Гужевский
	(подпись, дата)	
Руководитель доцент, канд. техн. наук	_____	Г.Г. Охотникова
	(подпись, дата)	
Консультант по безопасности жизнедеятельности доцент, канд. техн. наук	_____	А.В. Козырь
	(подпись, дата)	
Нормоконтроль проф., док. хим. наук	_____	Т.А. Родина
	(подпись, дата)	

Благовещенск 2025

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
« ____ » _____ 20__ г.

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Гужевского Максима Алексеевича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ» утверждена Приказом от 03.04.2025 г № 878-уч.
2. Срок сдачи студентом законченной работы 19.06.2025 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по сырью – 200 тыс. т/год.; сырье установки – пентан-гексановая фракция Амурского ГПЗ; число рабочих дней установки – 350. Литературные данные. Техническая документация, нормативная и иная документация.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам переработки пентан-гексановой фракции. Описание технологической схемы процесса переработки переработке пентан-гексановой. Расчет основного оборудования установки. Безопасность и экологичность производства.
5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема процесса переработки переработки пентан-гексановой.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства».
7. Дата выдачи задания 18.04.2025 г.

Руководитель выпускной квалификационной работы: Охотникова Галина Генриховна, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 18.04.2025 г.

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 95 с., 24 рисунка, 14 таблиц, 40 источников.

ПЕНТАН, ГЕКСАН, МОНОМЕРЫ, ИЗОМЕРИЗАЦИЯ, КАТАЛИЗАТОР, РЕКТИФИКАЦИЯ, КОЛОННА, РЕАКТОР

В ходе выполнения бакалаврской работы проведено исследование возможности переработки пентан-гексановой фракции. Выполнен анализ технологий изомеризации пентан-гексановой фракции. Была выбрана как перспективная и рассмотрена технология Изомалк-2 и Изомалк-2М. Представлена технологическая схема и аппаратное обеспечение процесса. Выполнен расчет основного оборудования процесса. Рассмотрены возможные опасности, которые могут возникнуть на установке с точки зрения пожарной безопасности. Выполнен расчет категории помещения по пожарной безопасности.

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Гужевский М.А.</i>				<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					у	3	95
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ ИКиИН 1107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературных обзор	7
1.1 Амурский ГПЗ	7
1.2 Характеристика сырья и области его применения	10
1.3 Анализ областей применения пентан-гексановой фракции	11
1.4 Анализ способов изомеризаций пентан-гексановой	13
1.5 Производство изопрена из изопентана	19
1.5.1 Двухстадийное дегидрирование изопентана в изопрен	19
1.5.2 Одностадийное дегидрирование изопентана в изопрен	21
1.6 Оксосинтез пентан-гексановой фракции	22
2 Технологическая часть	27
2.1 Технологическая схема производства изопентана	27
2.2 Расчет реактора изомеризации	29
2.2.1 Исходные данные	29
2.2.2 Материальный баланс реактора	29
2.2.3 Расчет теплового баланса	31
2.2.4 Расчет геометрических размеров реактора	35
2.3 Расчет ректификационной колонны	40
2.3.1 Исходные данные для расчета	40
2.3.2 Расчет материального баланса по продуктам разделения	40
2.3.3 Условия равновесия	44
2.3.4 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел	46
2.3.5 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны	53
2.3.6 Определение температур жидкости и пара	55

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Гужевский М.А.</i>				<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					У	4	95
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ ИКиИН 1107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

2.3.7 Расчет плотности жидкости и пара	56
2.3.8 Расчет массовых расходов жидкости и пара	59
2.3.9 Расчет объемных расходов жидкости и пара	61
2.3.10 Расчет динамической вязкости жидкостей	63
2.3.11 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра	64
2.3.12 Параметры тарелки	66
2.3.13 Расчет высоты ректификационной колонны	67
2.4 Аппаратное оформление процесса Изомалк-2	72
2.4.1 Блок деизопентанизации	72
2.4.2 Блок изомеризации	74
2.4.3 Блок разделения изомеризата	75
2.5 Технологическая схема процесса Изомалк-2М	76
2.6 Аппаратурное оформление процесса Изомалк-2М	78
3 Безопасность и экологичность	79
3.1 Защита в случае возникновения пожара	80
3.2 Требования для обеспечения пожарной безопасности на предприятии	83
3.3 Расчет категории помещения по пожарной безопасности	84
Заключение	89
Библиографический список	91

ВВЕДЕНИЕ

Переработка пентан-гексановой фракции приобретает всё большую значимость благодаря её роли в производстве важных химических мономеров – исходных материалов для получения полимеров и пластмасс. Эти мономеры используются в строительстве, автомобильной промышленности, упаковке и других сферах, что обуславливает высокий спрос на них.

Целью бакалаврской работы является поиск решения проблемы по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ с целью производства мономеров. Для достижения поставленной цели были сформулированы следующие задачи:

1. Проанализировать существующие технологии получения мономеров из пентан-гексановой фракции и определить наиболее перспективные;
2. Обосновать выбор перспективных производств;
3. Проанализировать технологические схемы и аппаратное оформление выбранных процессов;
4. Произвести расчет основного оборудования;
5. Рассмотреть опасности производства, выбрать наиболее вероятный фактор, рассмотреть возможные методы ликвидации данного фактора и предложить комплекс мероприятий для минимизации причин возникновения опасности.

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Гужевский М.А.</i>				<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					У	6	95
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ ИКиИН 1107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Амурский ГПЗ

Амурский газоперерабатывающий завод (ГПЗ) в районе города Свободного Амурской области – одно из крупнейших предприятий в мире по переработке природного газа. Реализация такого масштабного проекта в области переработки не имеет аналогов в истории российской газовой отрасли.

Завод является важным звеном технологической цепочки поставок природного газа в Китай по газопроводу «Сила Сибири».

На завод по газопроводу «Сила Сибири» поступает многокомпонентный газ Чаяндинского месторождения в Якутии и Ковыктинского в Иркутской области.

В качестве сырья на заводе используют природный газ Чаяндинского и Ковыктинского месторождений. Газ Ковыктинского и Чаяндинского месторождений богат ценными для газохимической промышленности компонентами, в частности этаном, пропаном, бутаном. Он также содержит значительное количество гелия, востребованного в высокотехнологичных отраслях. Поэтому производство дополнительной продукции из многокомпонентного газа предусмотрено на территории Российской Федерации [1].

На Амурском газоперерабатывающем заводе уже запущено четыре технологические линии и пятая уже готовится к запуску. Всего на заводе будет работать 9 установок: 6 для переработки газа, 3 для выделения гелия и азота. Проектная мощность Амурского ГПЗ составит 42 млрд м³ сырьевого газа в год, что позволит производить около 2,5 млн т этана, 1,5 млн т сжиженных углеводородных газов (1 млн т пропана, 500 тысяч т бутана), около 200 тысяч тонн пентан-гексановой фракции и до 60 млн м³ гелия [2].

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Гужевский М.А.</i>				<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>7</i>	<i>95</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ ИКиИН 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

Часть гелия, производимого на Амурском ГПЗ, через гелиевый хаб в городе Владивосток направляет изоконтейнеры с гелием в страны Азии (Китай, Япония, Корея, и др.), а другая часть реализуется на внутреннем рынке. Метан вместе с другими продуктами переработки природного газа, за исключением гелия, направляются по магистральному трубопроводу в Китай.

В будущем часть продуктов с ГПЗ будет направляться на экспорт, часть – на Амурский газохимический комплекс СИБУРа, в рамках которого запланировано производство мономеров с последующим получением полимеров. Товарной продукцией ГПЗ, помимо природного газа, будут этан, пропан, бутан, пентан-гексановая фракция и гелий.

Количество рабочих мест – около 4700. Площадь завода – 900 га.

Помимо самого завода в сейчас идет активное создание жилого микрорайона в г. Свободном для работников предприятия, общая вместимость которого будет составлять 5000 человек, и уже построено 40 км железнодорожных путей, 27 км подъездных автодорог, причал на реке Зея для доставки крупногабаритных грузов [3].

Выход на полную мощность запланирован в 2026 году.

На рисунке 1 представлена блок-схема Амурского ГПЗ.

Природный газ поступает с магистрального трубопровода «Сила Сибири» через общий узел учёта природного газа на установку осушки и удаления ртути (установка 30). После установки 30, сухой природный газ направляется на установку выделения этана и ШФЛУ, удаления азота и получения азотно-гелиевой смеси (установка 40).

Выделенная ШФЛУ с установки 40, поступает на установку очистки ШФЛУ (установке 70), для удаления меркаптанов и метанола. Затем очищенная ШФЛУ поступает на установку газофракционирования (установка 60). Если чистота ШФЛУ после установки 40 соответствует той, которая должна быть при газофракционировании, тогда ШФЛУ подается на установку 60 минуя установку 70 благодаря байпасному трубопроводу.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		8

На установке 60 происходит разделение ШФЛУ на пропановую, Бутановую, и пентан-гексановую фракции которые направляются в промежуточное хранилище продуктов, откуда поступают либо на повторную очистку на установку 70, либо уводятся с установки.

Метан и этан первые несколько лет будут с установки 40 вместе поступать в виде метановой фракции на дожимную компрессорную станцию, откуда часть метановой фракции уводится с установки как товарный газ, а другая часть используется на заводе как газы регенерации. После ввода в эксплуатацию Амурского ГХК этан будет направляться на него.

Азотно-гелиевая смесь с установки 40 проходит тонкую очистку, сжигание и затаривание гелия, выделенный азот поступает на нужды завода, а сжиженный гелий отправляется на продажу.

1.2 Характеристика сырья и области его применения

Пентан-гексановая фракция – смесь алифатических предельных углеводородов C_5 - C_6 преимущественно нормального строения (не менее 90 %), с примесью сопутствующих углеводородов. Основными источниками получения пентан-гексановой фракции являются установки газофракционирования, на которых происходит разделения либо газового конденсата, либо широкой фракции легких углеводородов.

Пентан (C_5H_{12}) как и гексан (C_6H_{14}) являются основных компонентами фракции и представляют собой бесцветные жидкости, температура кипения которых соответственно равны 36 °С и 68 °С, оба компонента имеют характерный запах, а также оба не растворяются и не смешиваются с водой [4].

Основное применение фракции – использование ее как сырье в процессе изомеризации для получения высокооктановых и «экологических» компонентов бензина. Получаемые в результате изомеризации изопентан и изогексан, за счет высокого октанового числа и высоких детонационных свойств добавляются в товарные бензины в количестве 10 % – 20 % для улучшения свойств бензина и как следствие лучшей работы двигателя [5].

При разделении фракции получают мономеры: пентан и гексан. Пен-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		10

тан направляется на получение изопентана и последующим превращением его в изопрен. Изопрен представляет собой бесцветную, летучую жидкость с температурой кипения 34 °С. Изопрен используется в качестве сырья для гераниола и линалоола, в качестве сырья для ароматизаторов, а также в качестве сырья для агрохимических промежуточных продуктов, таких как хризантемовая кислота.

Но основная часть изопрена используется для синтеза изопренового каучука. Изопреновый каучук – синтетический каучук, полученный в ходе полимеризации изопрена; представляет собой темно-серую массу без запаха, которая по химическому составу близка к натуральному каучуку. Основным направлением применения изопренового каучука является автомобильная промышленность, в частности, – шинная промышленность; также каучук используют в производстве обуви, кабелей и проводов, для изготовления медицинского оборудования, а также в производстве изделий широкого применения (игрушки, мячи, коврики и т.д.) [6].

Гексан используют как сырье для производства таких веществ как гексанол-1, 2,2-диметилбутан, 2,3-диметилбутан. Гексанол-1 – бесцветная горючая жидкость, применяемая для производства антисептиков, ароматизаторов, духов, а также находит свое применение в качестве растворителя для производства пластификаторов. 2,2-Диметилбутан и 2,3-диметилбутан являются бесцветными жидкостями и используются как высокооктановые добавки к топливам.

Гексан также используют как растворитель в процессах производства полимеров и эластомеров, при этом выделяют основной плюс гексана, который заключается в том, что гексан может оставаться жидким при очень низких температурах, это позволяет растворять мономеры, но полимер можно легко осадить и отделить от раствора. Кроме того, гексан химически инертен, поэтому не участвует в реакции [7, 8].

1.3 Анализ областей применения пентан-гексановой фракции

Пентан-гексановую фракцию можно использовать непосредственно как фракцию, или сначала разделить ее на компоненты, и уже их использовать в процессах переработки.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						11
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Фракцию применяют в технологиях изомеризаций с целью получения изопентана, который затем направляется на синтез изопрена, одного из важнейших мономеров, используемого для синтеза изопренового каучука. Изопреновый каучук в свою очередь используют для производства резины.

Так же фракция применяется для синтеза высших спиртов содержащий от 10 до 15 атомов углерода, для этого используется процесс оксосинтеза. Которые могут быть использованы в качестве сырья при производстве поверхностно-активных веществ, при производстве полимерных материалов, таких как полиэферы и полиуретаны. Также из применяют в производстве растворителей и косметических изделий [9, 10].

Помимо использования всей пентан-гексановой фракции, имеется возможность использования отдельных ее компонентов. Так, например, пентан можно направлять на изомеризацию для получения изопентана, а гексан использовать в процессах оксосинтеза. Пентан применяют [11]:

– в производстве пенополистирола и других пен. Пенополистирол – это твёрдый материал, который изготавливают из полистирольного сырья при высокой температуре и воздействии пара. В процессе сырье вспенивается, молекулы полистирола увеличиваются и соединяются между собой. Готовый материал примерно на 98 % состоит из воздуха, поэтому он хорошо удерживает тепло. Пенополистирол применяют в строительстве как утеплитель, в дорожном строительстве для создания насыпей на слабых грунтах. В упаковочной отрасли его используют для упаковки электроники, бытовой техники, предметов из стекла и др. Пентаны выступают в роли вспенивающих агентов то есть, гранулы полистирола наполняют пентаном и подогревают паром, в результате чего пентан переходит в летучее состояния и тем самым заставляет раздуться гранулы пенополистирола. В результате этого гранулы увеличиваются в 50 – 20 раз, ячейки в получившихся шариках заполняются воздухом и шарики склеиваются под воздействием пара.

– в качестве рабочего тела. Благодаря низким температурам кипения, низкой стоимости и относительной безопасности пентаны применяют на гео-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		12

термальных электростанциях.

– как хладагент. Пентаны используют как компонент смеси в хладагентах.

– в лаборатории. Пентаны используют в качестве растворителей это связано с тем, что пентаны относительно недороги и являются самыми летучими жидкими алканами при комнатной температуре.

Гексан применяют [12]:

– в качестве растворителя. Гексан используется в качестве растворителя для различных органических соединений. Он применяется в производстве красок, лаков, клеев и адгезивов. Благодаря своим низким полярным свойствам, гексан хорошо растворяет масла и жиры, что делает его подходящим для экстракции например: гексан часто применяется для извлечения растительных масел, например, из соевых бобов или подсолнечника. Этот процесс позволяет эффективно отделить масло от семян, обеспечивая высокие выходы и чистоту продукта.

– в аналитической химии. В лабораториях гексан используется как стандартный растворитель в различных аналитических методах, таких как хроматография. Его чистота и эффективность делают его важным инструментом для разделения и анализа сложных смесей.

– в синтетических процессах. В некоторых синтетических процессах гексан может быть использован как реакционный растворитель, что помогает контролировать температурные условия и всю реакцию в целом.

1.4 Анализ способов изомеризаций пентан-гексановой фракции

Существует несколько процессов изомеризации пентан-гексановой фракции.

Процесс Ренех – первый промышленный процесс изомеризации пентан-гексановой фракции, в качестве катализатора в процессе применяют хлорированный оксид алюминия. С момента внедрения процесс потерпел множество модификаций и усовершенствований. Самая существенная модификация была внедрена в 1987 году, когда компания UOP внедрила однопроходную схему

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		13

процесса. Модификация позволяла исключить циркуляцию водородсодержащего газа без существенных ухудшений качества и выхода продукта.

С учетом всех вариантов технологических схем процесс Repex является самым распространенным процессом изомеризации пентан-гексановой фракции в мире.

Реакции изомеризации протекают в водородной среде на стационарном слое катализатора при умеренных рабочих условиях. Рабочая температура составляет от 120 °С до 175 °С, давление 3,2 – 3,8 МПа позволяет обеспечить высокую степень превращения парафиновых углеводородов в разветвленные изомеры [13, 14].

На рисунке 2 приведена технологическая схема установки изомеризации «за проход» с применением хлорированного катализатора.

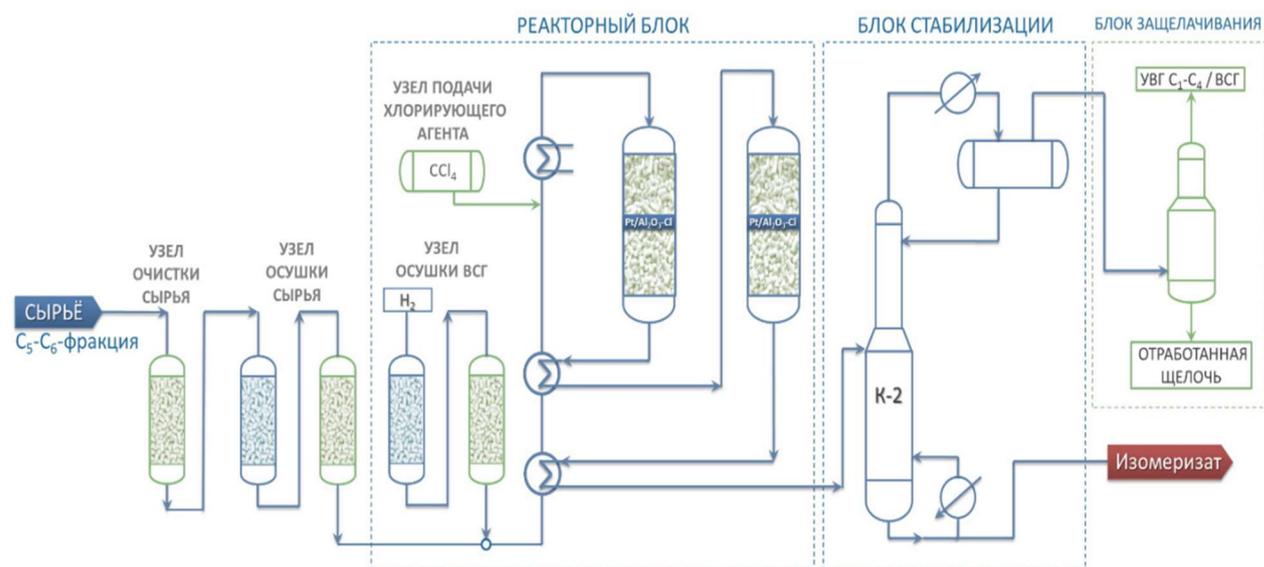


Рисунок 2 – Технологическая схема установки изомеризации «за проход» с применением хлорированного катализатора

Кроме компании UOP, на мировом рынке процесс с применением катализаторов на основе хлорированного оксида алюминия представлен компанией Axens. Принципиально процесс Axens похож на процесс Repex, процесс с подачей водорода на проток был разработан Axens в 1990 годах. Для процесса Axens справедливы те же преимущества, что и для процесса Repex, как, впрочем, и его недостатки:

										Лист
										14
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	ВКР.424527.180301.ПЗ					

– проблема применения в качестве промотирующего агента, в сырье постоянно добавляется хлорорганика, которая превращается в реакторе в хлористый водород;

– проблема утилизации щелочи, которая применяется для очистки от примесей хлора поток газа стабилизации;

– проблема повышенной коррозии оборудования из-за системы щелочной очистки;

– проблема безвозвратной дезактивации хлорированного катализатора под действием каталитических ядов – прежде всего воды, а также кислородсодержащих соединений [15, 16].

Кроме этого, эксплуатация установок изомеризации с применением хлорированных катализаторов несет для производства весомые риски. Анализ ситуаций, возникающих на действующих производствах, применяющих хлорированные катализаторы изомеризации, приведен в таблице 1.

Таблица 1 – Основные риски при эксплуатации хлорированного катализатора

№	Описание риска	Вероятность возникновения	Степень опасности/ Возможные последствия
1	Отравление катализатора влагой вследствие отказа автоматики или ошибки оператора	Умеренная	Критическая/Безвозвратная потеря активности, резкое снижение качества выпускаемой продукции, требуется замена катализатора
2	Прекращение подачи хлорирующего реагента	Низкая	Высокая/Прекращение подачи сырья и выпуска товарной продукции
3	Проскок хлорорганического соединения в товарный продукт вследствие байпасирования слоя катализатора, либо снижения активности металлической функции катализатора	Умеренная	Высокая/Прекращение выпуска продукции, остановка производства до устранения причин
4	Выход из строя скруббера очистки отходящего газа в следствие коррозии оборудования или иных причин	Высокая	Высокая/Попадание хлористого водорода в топливную сеть завода, коррозия оборудования, остановка производства на ремонт

Стоимость реагентов, сложности, возникающие с утилизацией образу-

ющихся отходов, а также сложная экологическая ситуация в регионах с развитой промышленностью требуют от производителей поиска других путей получения продукции.

Компанией UOP были разработаны катализаторы LPI-100, а позже – PI-242 и PI-244 и процесс с их применением, получивший название Par-Isom. Процесс позиционируется как экологически чистая технология, но уступающая процессу Repex по глубине изомеризации и, соответственно, по достигаемым показателям эффективности.

Катализаторы процесса Par-Isom эксплуатируются при температурах 130 – 220 и давлении 2,8 – 3,4 МПа в среде циркулирующего водородсодержащего газа [17, 18].

По активности катализаторы Par-Isom уступают хлорированным, но значительно в меньшей мере чувствительны к примесям в сырье. Кроме этого, в отличие от хлорированных катализаторов, катализаторы Par-Isom регенерируются простой процедурой окисления, которая сопоставима с процедурой, используемой для цеолитных катализаторов. Упрощенная технологическая схема для процесса Par-Isom, работающего в конфигурации углеводородов «за проход», показана на рисунке 3.

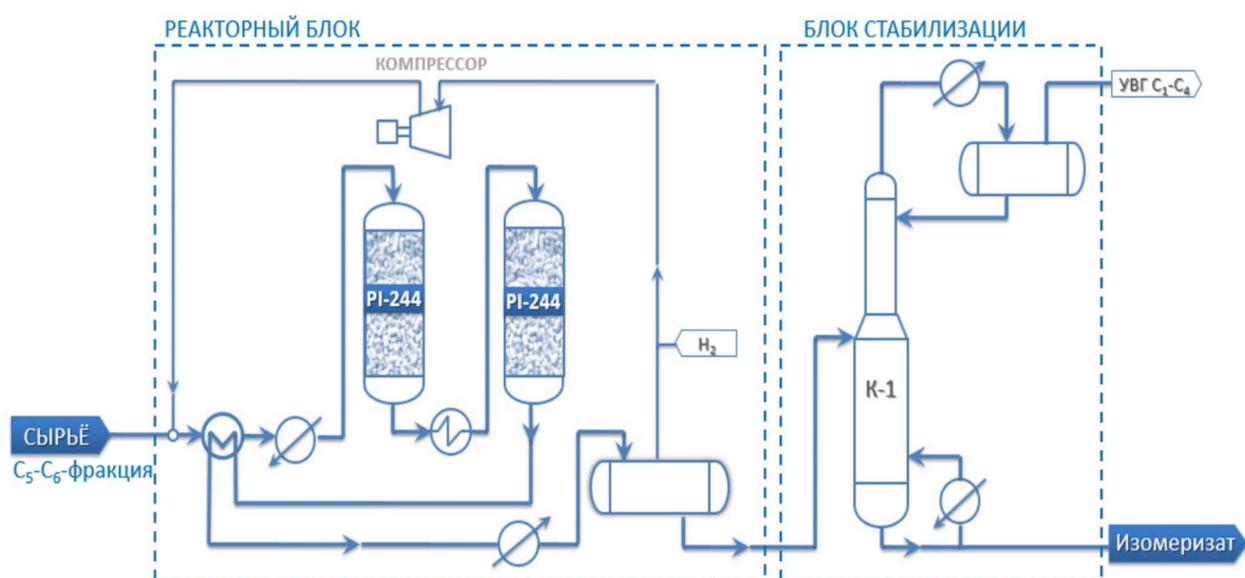


Рисунок 3 – Технологическая схема для процесса Par-Isom

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		16

Катализатор изомеризации СИ-2 характеризуется следующими особенностями:

- Активность изомеризации значительно выше, чем у катализаторов на основе цеолита, и не уступает катализаторам на основе хлора.
- Катализатор устойчив к каталитическим ядам, активность восстанавливается даже в присутствии кратковременных примесей до 100 ppm воды и 5 ppm серы.
- Не требуются кислотные реагенты, что устраняет необходимость в оборудовании для очистки выхлопных газов.
- Высокий выход изомеров – 97 % – 99 %.
- Срок службы катализатора составляет 10 – 12 лет.

Внедрение процесса Изомалк-2 осуществляется преимущественно вводом в эксплуатацию новых установок, на которых удалось в полной мере раскрыть преимущества катализатора СИ-2 и получить высокие показатели эффективности технологии [19, 20].

В качестве преимуществ технологии производитель указывает [21, 22]:

1. Низкие температуры процесса обеспечивают протекание реакций изомеризации в термодинамически благоприятных условиях. Минимальный уровень крекинга в процессе обеспечивает выход целевого продукта до 99 % масс. на сырьё.

2. Изомеризация происходит без подачи реагентов. Отсутствует коррозия технологического оборудования. Отсутствуют технологические отходы и выбросы, требующие утилизации. В продукте отсутствуют микропримеси хлора, серы.

3. Минимальные эксплуатационные затраты.

4. Высокая надежность каталитической системы. Срок службы катализатора СИ-2 более 12 лет, временное повышение примесей в сырье не приводит к безвозвратной потере активности катализатора.

5. Катализатор не требует регенераций и перегрузок в течение всего срока службы.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						17
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Сравнение условий промышленной эксплуатации технологий, использующих хлорированные катализаторы, с технологиями на сульфатированных оксидных катализаторах изомеризации приведено в таблице 2.

Таблица 2 – Сравнение условий промышленной эксплуатации технологий

Наименование показателя	Технологии на хлорированных катализаторах	Технология Par-Isom	Технология Изомалк-2
Температура на входе в реакторы, °С	120–170	130–220	120–160
Давление, МПа	3,2–3,8	2,8–3,6	2,8–3,6
Объемная скорость, час ⁻¹	1,0–2,0	2,0–3,0	2,0–3,0
Мольное отношение Н ₂ : сырье	0,07–0,15	1,5–2,5	1,5–2,5
Срок службы катализатора, лет	3–5	8–10	12
Необходимость регенерации	Нет	Да	Нет
Необходимость адсорбционной доочистки сырья от примесей воды	Да	Нет	Нет
Устойчивость к проскокам каталитических ядов	Безвозвратная дезактивация	Активность восстанавливается	Активность восстанавливается
Подача хлорирующего реагента	Да	Нет	Нет
Продукты защелачивания	Да	Нет	Нет
Эксплуатационные затраты для схемы «за проход», относительные, включая затраты на реагенты и катализаторы	1,0	0,6	0,6

Анализируя данные таблицы 3, можно сказать, что процессы Par-Isom и Изомалк-2 во многих пунктах выигрывают перед технологиями на хлорированных катализаторах, кроме температуры на входе в реакторы; однако с совершенствованием аппаратного оформления процесса непрерывно совершенствовался и катализатор СИ-2. Для новых проектов рабочие температуры на входе в реакторный блок находятся в пределах 120 °С – 130 °С, обеспечивая работу катализатора в той же температурной области, в которой эксплуатируются хлорированные катализаторы. Но, в отличие от хлорированных катализаторных систем, катализатор СИ-2 не подвержен существенной дезактивации в течение срока службы. Для большинства новых установок температуры на входе в реакторы сохраняются на постоянном уровне.

Высокая устойчивость сульфатированных катализаторов процесса Par-Isom к каталитическим ядам и отсутствие необходимости подачи реагентов реагентов делает такую схему простой в реализации и в то же время эффективной

для производства изокомпонента.

Ввиду близких условий эксплуатации катализатор СИ-2 применим для замены хлорированного катализатора на соответствующих установках. Такое решение позволит сохранить показатели работы, достигаемые на хлорированном катализаторе, но отказаться от использования хлорирующих реагентов, существенно снизить энергозатраты и исключить щелочные отходы, повысив при этом эксплуатационную надежность установки

Исходя из всего вышесказанного можно сказать, что технология Изомалк-2 на сегодняшний день является наиболее перспективной в процессе изомеризации пентан-гексановой фракции.

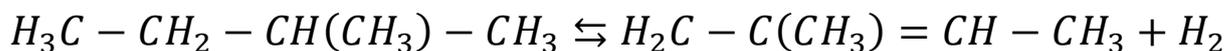
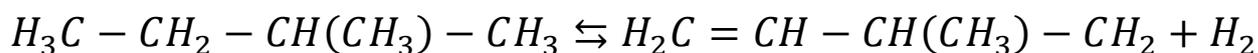
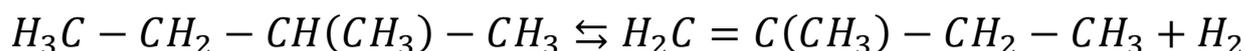
1.5 Производство изопрена из изопентана

1.5.1 Двухстадийное дегидрирование изопентана в изопрен

Дегидрогенизация изопентана является эндотермической реакцией, которая протекающая с затратами тепла и энергии, по схеме:



Одновременно с этим протекают следующие реакции:



Образуются три изомера изоамиленов: 2-метилбутен-1, 3-метилбутен-1 и 2-метилбутен-2. Метилбутен (триметилэтилен) образуется в количестве 65 %. Помимо этих реакций также протекают и побочные реакции, число которых с усложнением строения молекул возрастает.

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		19

В промышленности для преобразования изопентана в изоамилены и далее в изопрен используются два метода дегидрогенизации [23, 24]:

– дегидрогенизация в реакторе адиабатического типа с движущимся слоем катализатора.

– дегидрогенизация в реакторе с «кипящем слоем» пылевидного катализатора в «лифт-реакторе».

Процесс получения изопрена двухстадийным дегидрированием изопентана включает следующие основные операции:

– подготовка и очистка исходного изопентана;

– превращение изопентана в изоамилены посредством реакции дегидрирования;

– выделение изопентан-изоамиленовой фракции;

– разделение изопентан-изоамиленовой фракции;

– дегидрирование изоамиленов в изопрен;

– разделение изоамилен-изопреновой фракции;

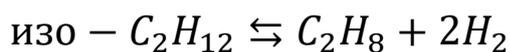
– концентрирование и очистка изопрена-сырца.

Процесс изготовления изопрена из изопентана с помощью двухступенчатого дегидрирования требует для получения 1 тонны изопрена-ректификата примерно 2,0 – 2,4 тонн исходного изопентана. Преимущество данного способа состоит в использовании недорогого и широкодоступного сырья. Вместе с тем, метод имеет ряд существенных недостатков: сложную многоступенчатую технологию, высокий расход как энергетических ресурсов, так и сырья, а также затруднения с очисткой полученного изопрена от нежелательных загрязнителей. Особо стоит отметить проблему с пропиленом, образующимся в качестве побочного продукта в объеме около 10 % от полученного изопрена, использование которого на сегодняшний день не является оптимизированным [25, 26].

1.5.2 Одностадийное дегидрирование изопентана в изопрен

Одностадийное дегидрирование изопентана в изопрен является эндотермической реакцией, которая протекает по схеме:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						20
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		



Фактически протекают две последовательные реакции: дегидрирование изопентана в изоамилены и получение изопрена из изоамиленов.

На рисунке 5 представлена схема дегидрирования изопентана в кипящем слое катализатора [6, 27].

За выходом целевого продукта ведется контроль при помощи термодинамики процесса. При температуре около 500 °С и атмосферном давлении содержание изопрена в смеси изопентан-изоамилен-изопреновой менее 1 %, а уже при 600 °С доля изопрена увеличивается до 10 %. Увеличению равновесного содержания изопрена благоприятствует понижение парциального давления исходного углеводорода. Так, при температуре около 520 °С и парциальном давлении 0,02 МПа равновесная смесь содержит около 10 % изопрена, однако при том же давлении и температуре равной уже 600 °С доля изопрена возрастает до 33 %. Уменьшение парциального давления углеводорода обеспечивается не только благодаря проведению реакции под вакуумом, но и при разбавлении исходного сырья инертным разбавителем. Исходя из этого, термодинамически выгодными условиями проведения дегидрирования изопентана в изопрен являются повышенная температура (выше 620 °С) и низкое парциальное давление пара изопентана в реакционной смеси.

Производство изопрена по технологии одностадийного дегидрирования включает в себя собственно процесс дегидрирование изопентана с выделением из контактного газа фракции углеводородов C₅, концентрированного изопрена и его очистку. Дегидрирование изопентан-изоамиленовых смесей в изопрен проводят при помощи вакуума или с применением инертного разбавителя, что помогает существенно снизить парциальное давление углеводородов.

Одно из главных преимуществ способа заключается в простоте аппаратно-технологического оформления процесса. Этим достигается низкий уровень капитальных вложений и эксплуатационных затрат за счет применения ре-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		21

генеративного цикла, который также обеспечивает процесс гибкостью по сырью что позволяет перерабатывать фракции C_5 любого состава [28].

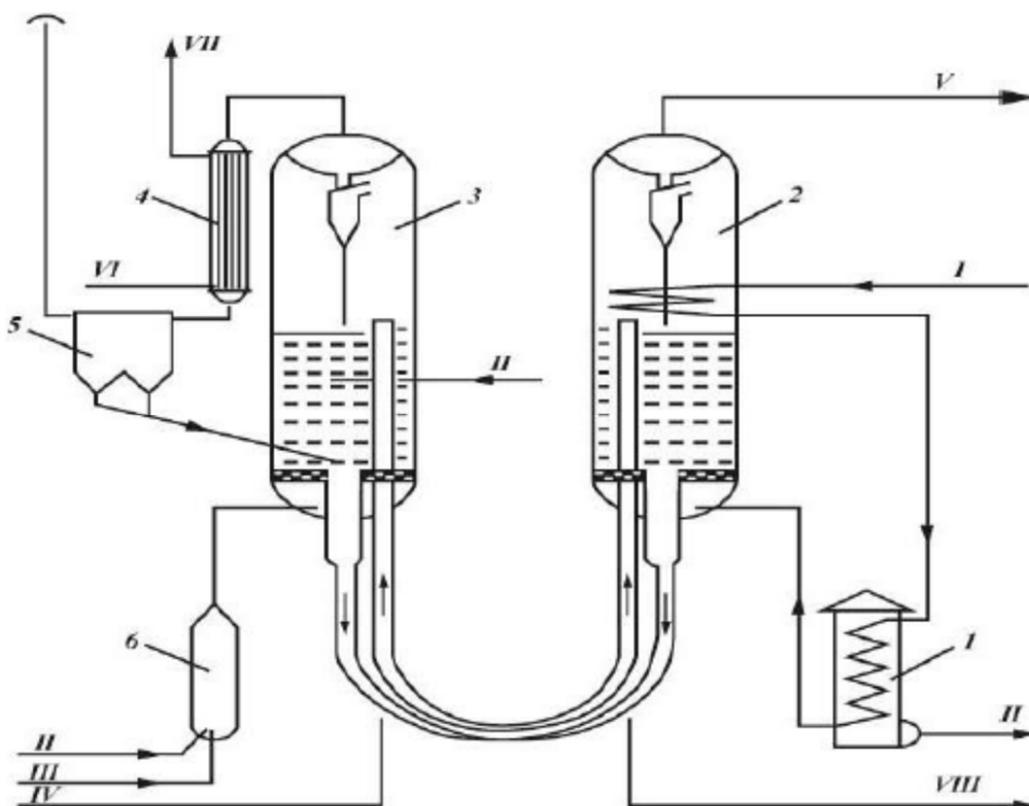


Рисунок 5 – Технологическая схема дегидрирования изопентана в кипящем слое катализатора: 1 – перегревательная печь; 2 – реактор; 3 – регенератор; 4 – котел-утилизатор; 5 – электрофильтр; 6 – топка. Потoki: I – изопентан; II – топливо; III – воздух под давлением; IV – воздух для транспортировки катализатора; V – контактный газ; VI – паровой конденсат; VII – пар; VIII – азот для транспортировки катализатора

1.6 Оксосинтез пентан-гексановой фракции

Оксосинтез (гидроформилирование) – это процесс, который используется для промышленного производства спиртов и углеводородов через реакцию окисления алкена с использованием угарного газа и водорода. Немецкий химик Отто Релен открыл реакцию оксосинтеза в 1938 г. Широкие возможности данного процесса стали причиной, определяющей его значимость в нефтехимии.

Популяризации процесса также поспособствовало то, что в процессе может использоваться любое сырье, содержащее олефины, что позволяет получать в промышленности альдегиды и спирты C₃-C₂₀ [29].

В качестве катализаторов процесса используются карбонилы металлов VIII группы (зачастую Co и Rh).

Оксосинтез пентан-гексановой фракции является довольно перспективным процессом за счет доступной сырьевой базы и востребованными продуктами, получаемыми в ходе процесса, такие как пентанол и гексанол, а также высших спиртов C₁₂-C₁₅.

На рисунке 6 представлена технологическая схема процесса производства высших спиртов C₁₂-C₁₅ из пентан-гексановой фракции.

Водный раствор ацетата кобальта, пентан-гексановая фракция и ретурный газ поступают в карбонилообразователь 1, где при 160 °С – 170 °С и давлении 3 МПа осуществляется образование карбонил кобальта. Полученный продукт поступает в сепаратор 2, где разделяется на органическую и водную фазу; последняя подвергается обработке раствором перекиси водорода, что обеспечивает окисление гидрокарбонила кобальта в [Co₂(CO)₈], который полностью переходит в углеводородный слой.

Водный слой отправляется на стадию декобальтизации, а органический слой направляется в реактор для проведения процесса оксосинтеза. В реактор также подаются олефины и синтез-газ. Реакция протекает при температуре 140 °С – 160 °С. Смесь получившихся продуктов направляется в сепаратор 4 для отделения их от непрореагировавшего синтез-газа. После чего смесь продуктов поступает на декобальтизацию, которая заключается в обработке продуктов оксосинтеза воздухом в присутствии раствора уксусной кислоты. Этот процесс происходит в декобальтизаторе 5 при температуре 65 °С – 75 °С и давлении до 0,2 МПа.

Продукт декобальтизации при прохождении сепаратора 6 разделяется на водную и органическую фазы. Водная фаза (раствор ацетата кобальта в уксусной кислоте) идет на рецикл в карбонилообразователь 1, а органическая подвер-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		23

гается гидрированию в реакторах 7 и 8 при температуре 180 °С – 240 °С сначала на алюмоникельтитановом, а затем на меднохромовом катализаторах.

После чего продукт реактора 8 поступает в сепаратор 9, где происходит отделение гидрогенизата, который выводится с установки. Нижний слой сепаратора поступает в ректификационные колонны 10, 11 и 12, на которых последовательно выделяются пентан-гексановая фракция, рециркулирующая на стадию кобальтизации, смесь углеводородов с водой и товарные спирты.

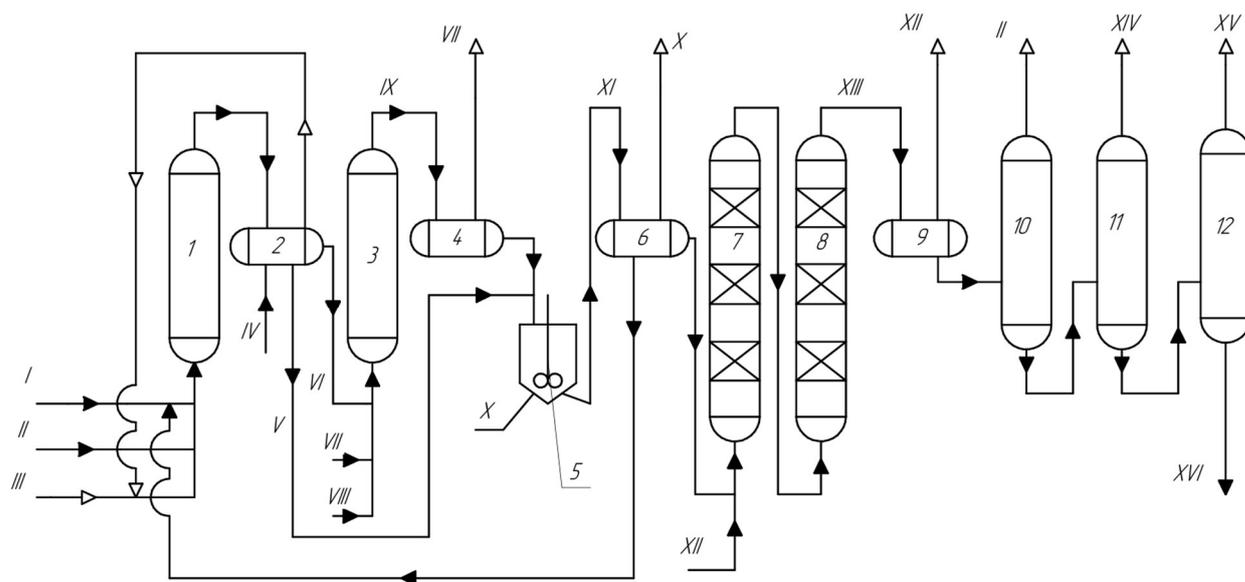


Рисунок 6 – Технологическая схема производства высших спиртов $C_{12}-C_{15}$:
 1 – карбонилообразователь; 2, 4, 6, 9 – сепараторы; 3 – реактор оксосинтеза; 5 – декобальтизатор; 7, 8 – колонны гидрирования; 10, 11, 12 – ректификационные колонны. Поток: I – водный раствор ацетата кобальта; II – пентан-гексановая фракция; III – ретурный газ; IV – раствор перекиси водорода; V – водный раствор уксусной кислоты; VI – раствор карбонил кобальта в пентан-гексановой фракции; VII – синтез-газ; VIII – олефины $C_{11}-C_{14}$; IX – продукты оксосинтеза; X – воздух; XI – продукты декобальтизации; XII – водород; XIII – гидрогенизат; XIV – смесь углеводородов и воды; XV – товарные спирты $C_{12}-C_{15}$; XVI – кубовый продукт на сжигание.

Полученные товарные спирты $C_{12}-C_{15}$ применяются в производстве поверхностно активных веществ и пластификаторов.

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		24

За рубежом процесс оксосинтеза занимает в настоящее время доминирующее положение в производстве высших жирных спиртов. При общем объеме производства высших спиртов 3 млн т/год суммарные мощности по высшим оксоспиртам превышают 1,7 млн т/год. В таблице 3 приведена сводка данных об основных фирмах – производителях высших оксоспиртов.

Таблица 3 – Основные фирмы производители высших оксоспиртов.

Фирма	Страна	Производимые продукты	Мощность производства, тыс. т/год
Shell	США	Смесь от C ₁₀ до C ₁₈	140
Enjay Chemical		Гексиловые, октиловые, нониловые, тридециловые спирты	91
Monsanto		Гептиловые, ундециловые спирты	68
UCC Chemical Division		Октиловые, дециловые спирты	40
ICI	Англия	Гептиловые, октиловые, нониловые, изодециловые спирты Смеси от C ₁₀ до C ₁₈	200
Shell		Смесь от C ₇ до C ₁₅ , смесь от C ₁₀ до C ₁₈	165
Mitsubishi	Япония	Гептиловые, нониловые, ундециловые, тридециловые спирты Смесь C ₇ - C ₁₁	98
Ruhrchemie AG	ФРГ	Изонониловые, изодециловые и др. спирты	98
BASF		Смеси от C ₁₀ до C ₁₈	98
Chemische Werke Huls		Изонониловые спирты Смеси от C ₁₀ до C ₁₈	140
Kuhlmann	Франция	Октиловые, нониловые, дециловые, додециловые спирты Смеси от C ₁₀ до C ₁₈	145

Оксосинтез представляет собой важный промышленный процесс, применяемый для получения альдегидов и спиртов с углеродными цепями от C_3 до C_{20} из олефинсодержащего сырья с использованием угарного газа и водорода. Особенно перспективен оксосинтез пентан-гексановой фракции, поскольку доступная сырьевая база позволяет получать востребованные продукты – пентанол, гексанол и высшие спирты C_{12} - C_{15} . В мировом масштабе оксосинтез занимает ведущие позиции в производстве высших жирных спиртов. Таким образом, оксосинтез является эффективной и универсальной технологией для массового промышленного синтеза различных спиртов и альдегидов.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						26
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Технологическая схема производства изопентана

Сырьём изомеризации является пентан-гексановая фракция Амурского ГПЗ. Процесс осуществляется, как правило, в одном или двух реакторах при температуре 120 °С – 140 °С и давлении до 35 атм. Технологическая схема процесса представлена на рисунке 7.

Сырье поступает в ректификационную колонну 9, в которой разделяется на изопентан выходящий с верха колонны и пройдя холодильник 15 и рефлюксную емкость 16 частично используется для поддержания температуры вверху колонны, другая часть выводится с установки как продукт. Продукт низа колонны 9 частично через нагреватель возвращается в колонну для поддержания температуры куба, а другая часть пройдя рекуперативный теплообменник 5 и печь 6 последовательно проходит два реактора изомеризации 1 и 2.

С низа реактора 2 смесь проходит через теплообменник 5 отдавая свое тепло смеси, направляющейся на изомеризацию, и дополнительно охлаждается в теплообменнике 10. После чего смесь попадает в сепаратор 11, в котором углеводороды отделяются от ВСГ. ВСГ, уходя с верха сепаратора 11, смешивается со свежим ВСГ и очищается от капель унесенных углеводородов в адсорбере 3, после чего повышает свое давление в компрессоре 8 и смешивается с потоком из куба колонны 9. Углеводороды после сепаратора 11 поступают в колонну 4 для разделения. С верха колонны изопентан через холодильник 12 и емкость 13 частично идет на орошение, а другая часть как товарный продукт выводится с установки. Боковым потоком с колонны отводится н-пентан для его рецикла в поток с куба колонны 9. Кубовый продукт колонны 4 частично через нагреватель 14 идет на поддержание температуры низа колонны, а другая часть выводится с установки.

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Гужевский М.А.			<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		Охотникова Г.Г.				у	27	95
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.			<i>АмГУ ИКиИН 1107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

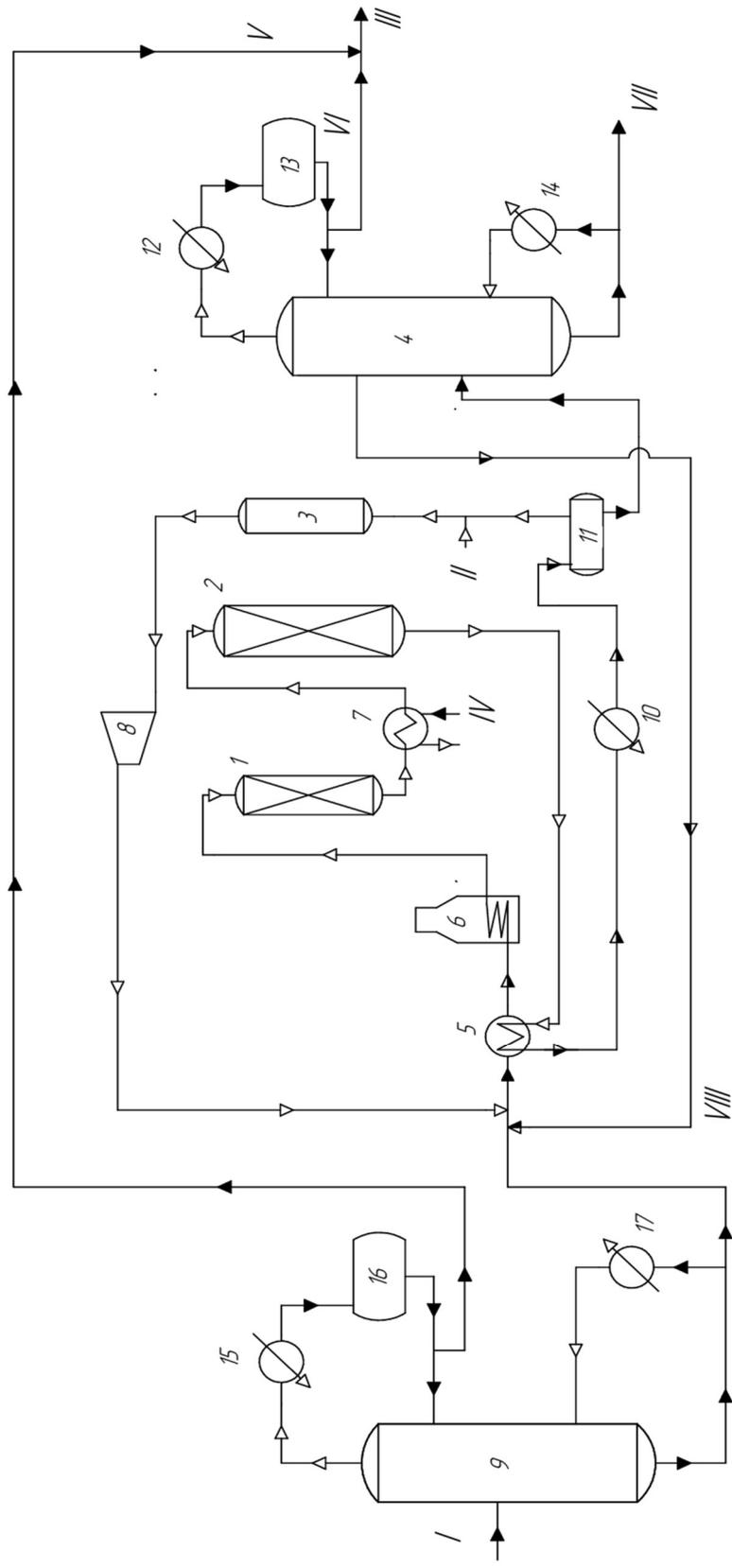


Рисунок 7 – Технологическая схема изомеризации пентан-гексановой фракции. Потoki: I – пентан-гексановая фракция; II – ВСГ; III – продуки; IV – пар; V – изопентан; VI – изопентан; VII – гексаны; VIII – возвратный n-пентан.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

2.2 Расчет реактора изомеризации

2.2.1 Исходные данные

Сырье установки – пентан-гексановая фракция Амурского ГПЗ.

Состав фракции:

- *изопентан* – 38 %;
- *н-пентан* – 35 %;
- *неопентан* – 1 %;
- *сумма гексанов* – 26 %.

Производительность – 200 тыс. тонн в год.

Число рабочих дней – 350.

По данным [30] принимаем степень конверсии *н-парафинов* на катализаторе СИ-2:

- *н-пентана* – 98,4 %;
- *н-гексана* – 98,7 %.

2.2.2 Материальный баланс реактора

Зная, что в реактор заходит смесь с содержанием *изопентана* ~ 1 % и количество ВСГ должно быть 1,5 % – 2,0 % , представим для удобства выполнения состав сырья в табличной форме (таблица 4).

Таблица 4 – Состав сырья реактора

Компонент	M_i , г/моль	F_i , кмоль/ч	G_i , кг/ч	N_i , масс. %
н-пентан	72	115,74	8333,33	54,96
изопентан	72	1,26	90,48	0,60
неопентан	72	3,31	238,10	1,57
сумма C_6	86	71,98	6190,48	40,83
ВСГ	2,4	128,97	309,52	2,04
Итого	-	321,25	15161,90	100,00

По принятым степеням конверсии составляем материальный баланс продуктов реактора.

Определим количество *изопентана* по формуле 1:

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						29
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$G_{(\text{изопент})2} = G_{(\text{изопент})1} + G_{(\text{н-пент})1} \cdot k \quad (1)$$

где: $G_{(\text{изопент})2}$ – массовый поток и-пентана в продукте реактора, кг/ч;

$G_{(\text{изопент})1}$ – массовый поток и-пентана в сырье реактора, кг/ч;

$G_{(\text{н-пент})1}$ – массовый поток н-пентана в сырье реактора, кг/ч;

k – конверсия н-пентана.

$$G_{(\text{изопент})2} = 90,48 + 8333,33 \cdot 98,4 = 8290,48 \text{ кг/ч} \quad (2)$$

Так как не известно точное содержание и-гексана и н-гексана, невозможно оценить какое количество н-гексана превратится в и-гексан, в материальном балансе продуктов реактора запишем как сумму C_6 .

Исходя из методических рекомендаций [30] примем, что в результате процесса теряется ~ 1 % ВСГ, тогда количество ВСГ в продуктах реактора определим по формуле 3:

$$G_{(\text{ВСГ})2} = G_{(\text{ВСГ})1} \cdot 0,99 \quad (3)$$

где: $G_{(\text{ВСГ})2}$ – массовый поток ВСГ в продукте реактора;

$G_{(\text{ВСГ})1}$ – массовый поток ВСГ в сырье реактора.

$$G_{(\text{ВСГ})2} = 309,52 \cdot 0,99 = 306,43 \text{ кг/ч} \quad (4)$$

В таблице 5 приведен состав продуктов реактора.

Таблица 5 – Состав продуктов реактора

Компонент	M_i , г/моль	F_i , кмоль/ч	G_i , кг/ч	N_i , масс. %
1	2	3	4	5
н-пентан	72	1,85	133,33	0,88
изопентан	72	115,15	8290,48	54,68
неопентан	72	3,31	238,10	1,57

1	2	3	4	5
сумма C_6	86	71,98	6190,48	40,83
ВСГ	2,4	127,68	306,43	2,02
Потери	-	-	3,10	0,02
Итого	-	319,97	15161,90	100,00

В качестве проверки правильности выполнения материального баланса выполним расчет невязки баланса по формуле 5. Для суждения о действительности баланса значение НБ не должно превышать 0,05.

$$\text{НБ} = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \quad (5)$$

где: G_1 – сумма массового потока в приходе (сырье) реактора кг/ч;

G_2 – сумма массового потока в расходе (продуктах) реактора кг/ч.

$$\text{НБ} = \frac{15161,90 - 15161,90}{15161,90} = 0 \quad (6)$$

В результате расчета невязки баланса получился 0, что является допустимым значением и говорит о правильности выполнения расчета.

2.2.3 Расчет теплового баланса

Основная задача расчета теплового баланса заключается в нахождении температуры сырья на входе в реактор. Так как процесс изомеризации происходит с выделением тепла от 6 до 8 кДж/моль, то для поддержания температуры реакции необходимо найти количество тепла, выделавшегося в процессе реакций изомеризации.

Примем конечную температуру продуктов изомеризации 130 °С, теплоту реакции изомеризации 7 кДж/моль.

Принимая, что в процессе изомеризации подвергаются только пентаны и гексаны, с учетом количества молей углеводородов (таблица 5) общее количество тепла, выделяющееся при изомеризации пентанов и гексанов находится по формуле 7:

$$Q_{\text{реак}} = (F_{1(\text{н-пент})} \cdot k + F_{2(\text{сумм } C_6)}) \cdot q_{\text{эф}} \quad (7)$$

Где: $F_{1(\text{н-пент})}$ – мольный поток н-пентана в сырье реактора, г/моль;

$F_{2(\text{сумм } C_6)}$ – мольный поток суммы гексанов в сырье реактора, г/моль;

$q_{\text{эф}}$ – тепловой эффект реакции, кДж/моль.

$$Q_{\text{реак}} = (115,74 \cdot 98,4 + 71,98) \cdot 7 = 1300,1 \text{ МДж/ч} \quad (8)$$

По известным конечной температуре процесса и составу продукта, рассчитаем теплосодержание продукта на выходе из реактора по формуле 9:

$$q_{\text{пр}} = (1,689 \cdot t_2 + 0,0017 \cdot (t_2^2)) \cdot ((0,9943 \cdot \rho_4^{20} + 0,00915)^{0,5})^{-1} \quad (9)$$

где: t_2 – конечная температура процесса, °С;

ρ_4^{20} – средняя плотность компонентов сырья.

Плотность смеси рассчитаем по формуле 10 исходя из массовых долей компонентов и сведем в таблицу 6.

Таблица 6 – Параметры компонентов и смеси продукта

Компонент	G_i , кг/ч	N_i , масс. %	ρ_4^{20}
1	2	3	4
н-пентан	133,33	0,88	0,620
изопентан	8290,48	54,68	0,659
неопентан	238,10	1,57	0,627
сумма C_6	6190,48	40,83	0,657

1	2	3	4
ВСГ	306,43	2,02	-
Потери	3,10	0,02	-
Всего	15161,90	100,00	0,642

Рассчитаем теплосодержание продукта на выходе из реактора.

$$q_{\text{пр}} = (1,689 \cdot 130 + 0,0017 \cdot (130^2)) \cdot ((0,9943 \cdot 0,642 + 0,00915)^{0,5})^{-1} = 308,57 \text{ кДж/кг} \quad (11)(1)$$

Теплосодержание ВСГ при температуре t_2 определим по формуле 12:

$$q_{\text{ВСГ}} = 10,967 \cdot t_2 + 492,68 \quad (12)$$

$$q_{\text{ВСГ}} = 10,967 \cdot 130 + 492,68 = 1919,56 \text{ кДж/кг} \quad (13)$$

Общее теплосодержание смеси на выходе из реактора находим по формуле 14:

$$Q_{\text{пр}} = q_{\text{ВСГ}} \cdot G_{2 \text{ ВСГ}} + q_{\text{пр}} \cdot G_{2 \text{ пр}} \quad (14)$$

где: $G_{2 \text{ ВСГ}}$ – массовый поток ВСГ на выходе из реактора, кг/ч;

$G_{2 \text{ пр}}$ – массовый поток смеси углеводородов без ВСГ и потерь на выходе из реактора, кг/ч.

$$Q_{\text{пр}} = 1919,56 \cdot 306,43 + 308,57 \cdot 14852,38 = 5171,20 \text{ МДж/ч} \quad (15)$$

Зная тепловой эффект реакции, а также энтальпию продуктов на выходе из реактора можно определить теплосодержание сырьевой смеси, поступающей

в реактор по формуле 16:

$$Q_{см}^0 = Q_{пр} - Q_{реак} \quad (16)$$

$$Q_{см}^0 = 5171,20 - 1300,1 = 3870,1 \frac{\text{МДж}}{\text{ч}} \quad (17)$$

Методом подбора температуры на входе сырья в реактор и расчетом значения энтальпии смеси, необходимо добиться, чтобы значение рассчитанной энтальпии было равно ранее полученному, исходя из теплового баланса ($Q_{см}^0$).

Пусть температура сырья на входе в реактор составит $t_0 = 97,45$ °С. Рассчитаем, зная компонентный состав сырья (таблица 5); его теплосодержание при t_0 найдем по формуле 18. Среднюю плотность углеводородов сырья рассчитаем исходя из их массовых долей (таблица 7).

Таблица 7 – Параметры углеводородов сырья

Компонент	G_i , кг/ч	N_i , масс. %	ρ_4^{20}
н-пентан	8333,33	54,96	0,620
изопентан	90,48	0,60	0,659
неопентан	238,10	1,57	0,627
сумма C_6	6190,48	40,83	0,657
ВСГ	309,52	2,04	-
Всего	15161,90	100,00	0,623

Теплосодержание углеводородной смеси на входе в реактор составит

$$q_{сыр} = (1,689 \cdot t_0 + 0,0017 \cdot (t_0^2)) \cdot ((0,9943 \cdot \rho_4^{20} + 0,00915)^{0,5})^{-1} \quad (18)$$

$$q_{сыр} = (1,689 \cdot 97,45 + 0,0017 \cdot (97,45^2)) \cdot ((0,9943 \cdot 0,623 + 0,00915)^{0,5})^{-1} = 228 \text{ кДж/кг} \quad (19)$$

Теплосодержание ВСГ находим по формуле 12:

$$q_{\text{ВСГ}} = 10,967 \cdot 97,45 + 492,68 = 1562,29 \text{ кДж/кг} \quad (20)$$

Общее теплосодержание углеводородов с ВСГ с учётом массового расхода рассчитаем по формуле 14:

$$Q'_{\text{см}} = 1562,29 \cdot 309,52 + 228 \cdot 14852,38 = 3869,89 \text{ МДж/ч} \quad (21)$$

Для определения правильности выбранной температуры определим по формуле 22 расхождение теплосодержания сырья реактора, рассчитанного по тепловому балансу ($Q_{\text{см}}^0$), и теплосодержания сырья, рассчитанного по принятой температуре t_0 на входе в реактор ($Q'_{\text{см}}$).

$$\Delta Q = 100 \cdot \frac{Q_{\text{см}}^0 - Q'_{\text{см}}}{Q_{\text{см}}^0} \quad (22)$$

$$\Delta Q = 100 \cdot \frac{3870,1 - 3869,89}{3870,1} = 0,01 \% \quad (23)$$

Таким образом, температура t_0 принята с достаточной точностью и может использоваться для дальнейших расчётов.

2.2.4 Расчет геометрических размеров реактора

Для расчёта размеров реактора зададим некоторые технологические параметры и определим характеристики принятого катализатора СИ-2. Данные представим в виде таблицы 8.

Определим объём поступающего сырья без учёта ВСГ по формуле 24. Среднее значение плотности углеводородов сырья и их массовый расход указаны в таблице 8.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						35
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Таблица 8 – Технологические параметры процесса и характеристика катализатора

Параметр	Значение
Давление на входе в реактор, МПа	3
Объёмная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	2,5
Средняя температура процесса, °С	113,73
Кажущаяся плотность катализатора, кг/м ³	1300
Насыпная плотность катализатора, кг/м ³	1520
Средний диаметр частиц катализатора, мм	2,8

Объёмный расход составит

$$V_{\text{сыр}} = \frac{G_1}{\rho_1} \quad (24)$$

где: G_1 – общий массовый поток на входе в реактор, кг/ч;

ρ_1 – средняя плотность смеси углеводородов на входе в реактор, кг/м³.

$$V_{\text{сыр}} = \frac{14852,38}{622,7} = 23,85 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} \quad (25)$$

Для определения объёмного расхода ВСГ зададимся компонентным составом газа, приведенным в таблице 9, и рассчитаем его плотность при нормальных условиях по формуле 26.

Таблица 9 – Компонентный состав ВСГ

Компонент	Водород	Метан	Этан	Пропан	Бутан
% масс.	29,4	19,4	26	15,2	10

Плотность ВСГ при нормальных условиях составит

$$\rho_{\text{ВСГ(н.у.)}} = \sum_{i=1}^5 \frac{x_i \cdot M_i}{22,4} \quad (26)$$

где: x_i – массовая доля i -го компонента в ВСГ, % по массе;

M_i – молекулярная масса i -го компонента в ВСГ, г/моль.

$$\rho_{\text{ВСГ(н.у.)}} = 1,071$$

Найдём плотность ВСГ при давлении и температуре процесса по формуле 27:

$$\rho_{\text{ВСГ}} = \rho_{\text{ВСГ(н.у.)}} \cdot \frac{273,15}{0,1} \cdot \frac{P_1}{t_{\text{ср}} + 273,15} \quad (27)$$

где: P_1 – давление на входе в реактор, МПа;

$t_{\text{ср}}$ – средняя температура процесса, °С.

$$\rho_{\text{ВСГ}} = 1,071 \cdot \frac{273,15}{0,1} \cdot \frac{3}{113,73 + 273,15} = 22,69 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (28)$$

По формуле 29 определяем объём ВСГ, проходящий через реактор:

$$V_{\text{ВСГ}} = \frac{G_{1 \text{ ВСГ}}}{\rho_{\text{ВСГ}}} \quad (29)$$

где: $G_{1 \text{ ВСГ}}$ – массовый поток ВСГ на входе в реактор.

$$V_{\text{ВСГ}} = \frac{309,52}{22,69} = 13,67 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} \quad (30)$$

Общий объём сырьевой смеси с учётом ВСГ определяется по формуле 31:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						37
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$V_{\text{см}} = V_{\text{сыр}} + V_{\text{ВСТ}} \quad (31)$$

$$V_{\text{см}} = 23,85 + 13,67 = 37,49 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (32)$$

Объём реакционного пространства определится по формуле 33:

$$V_{\text{р.п.}} = \frac{V_{\text{см}}}{V^0} \quad (33)$$

где: V^0 – объемная скорость подачи сырья в реактор, ч⁻¹.

$$V_{\text{р.п.}} = \frac{37,49}{2,5} = 15 \text{ м}^3 \quad (34)$$

Требуемая масса катализатора определяется по формуле 35:

$$m_{\text{к}} = V_{\text{р.п.}} \cdot \rho_{\text{к}} \quad (35)$$

где: $\rho_{\text{к}}$ – насыпная плотность катализатора, кг/м³.

$$m_{\text{к}} = 15 \cdot 1300 = 19496,04 \text{ кг} \quad (36)$$

Принимаем диаметр реактора изомеризации, исходя из полученного реакционного объёма 15 м³.

$$D_{\text{р}} = 1,5 \text{ м.}$$

Площадь поперечного сечения определим по формуле 37:

$$S = 0,25 \cdot \pi \cdot D_{\text{р}}^2 \quad (37)$$

$$S = 0,25 \cdot 3,14 \cdot 1,5^2 = 1,77 \text{ м}^2 \quad (38)$$

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Полезная высота реактора определяется по формуле 39:

$$H_0 = \frac{V_{\text{р.п.}}}{S} \quad (39)$$

$$H_0 = \frac{15}{1,77} = 8,49 \text{ м} \quad (40)$$

Верхнее надкатализаторное пространство (H_1) и нижнее подкатализаторное пространство (H_2), необходимое для качественного проведения процесса, определяется по диаметру реактора следующими зависимостями:

$$H_1 = 0,5 \cdot D_p \quad (41)$$

$$H_1 = 0,5 \cdot 1,5 = 0,75 \text{ м} \quad (42)$$

$$H_2 = 0,667 \cdot D_p \quad (43)$$

$$H_2 = 0,667 \cdot 1,5 = 1,00 \text{ м} \quad (44)$$

Общая высота реактора определяется по формуле 45:

$$H_{\text{общ}} = H_0 + H_1 + H_2 \quad (45)$$

$$H_{\text{общ}} = 8,49 + 0,75 + 1,00 = 10,24 \text{ м} \quad (46)$$

Для определения правильности принятых и рассчитанных параметров реактора произведём расчёт линейной скорости паров (u), проходящих через его сечение. Расчётное значение линейной скорости паров не должно превышать допустимое (0,1 м/с).

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						39
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$u = \frac{V_{\text{см}}}{S \cdot 3600} \quad (47)$$

$$u = \frac{37,49}{1,77 \cdot 3600} = 0,006 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (48)$$

Расчётное значение u не превышает допустимой, следовательно, геометрические параметры выбраны и рассчитаны верно.

2.3 Расчет ректификационной колонны

2.3.1 Исходные данные для расчета

Разделяемая смесь: изопентан + пентан + сумма гексанов;

Производительность по питанию: $\bar{G}_F = 200\,000 \text{ т/год} = 6,61 \text{ кг/с}$;

Давление: $P = 3 \text{ МПа}$;

Массовая доля низкокипящего компонента (НК) в исходной смеси:
 $\bar{x}_F = 0,38 \text{ кг/кг}$;

Массовая доля НК в кубовом остатке: $\bar{x}_W = 0,01 \text{ кг/кг}$;

Массовая доля НК в дистилляте: $\bar{x}_D = 0,98 \text{ кг/кг}$;

Тип аппарата – тарельчатый;

Тип тарелок – ситчатые.

Расчет проводится по [31].

2.3.2 Расчет материального баланса по продуктам разделения

Температура кипения изопентана при атмосферном давлении НК $t = 27,85 \text{ }^\circ\text{C}$, а температура кипения пентана при этих же условиях ВК $t = 36,07 \text{ }^\circ\text{C}$. Следовательно, в смесях, состоящих из пентана и изопентана, НК является изопентан, высококипящим компонентом (ВК) – пентан с суммой гексанов.

Производительность колонны по кубовому остатку определяется по формуле 49:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\bar{G}_W = \frac{\bar{G}_F \cdot (\bar{x}_D - \bar{x}_F)}{\bar{x}_D - \bar{x}_F} \quad (49)$$

$$\bar{G}_W = \frac{6,61 \cdot (0,98 - 0,38)}{0,98 - 0,38} = 4,09 \text{ кг/с} \quad (50)$$

Производительность колонны по дистилляту найдем по формуле 51:

$$\bar{G}_D = \bar{G}_F - \bar{G}_W \quad (51)$$

$$\bar{G}_D = 6,61 - 4,09 = 2,52 \text{ кг/с} \quad (52)$$

Пересчитываем составы питания и продуктов разделения из массовых долей в молярные по формулам 53-55:

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_F}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_F}{M_{\text{ВК}}}} \quad (53)$$

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_D}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_D}{M_{\text{ВК}}}} \quad (54)$$

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{\text{НК}}}}{\frac{\bar{x}_W}{M_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_W}{M_{\text{ВК}}}} \quad (55)$$

где: x_F , x_D , x_W – молярная доля НК в питании, дистилляте и кубовом остатке соответственно, кмоль/кмоль;

$M_{\text{НК}}$, $M_{\text{ВК}}$ – молярная масса НК и ВК соответственно, кг/кмоль;

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$M_{\text{НК}}, M_{\text{ВК}}$ – молярная масса НК и ВК соответственно, кг/кмоль;

$M_{\text{НК}} = 72$ кг/кмоль, $M_{\text{ВК}} = 77,74$ кг/кмоль.

$$x_F = \frac{\frac{0,38}{72}}{\frac{0,38}{72} + \frac{1 - 0,38}{77,74}} = 0,398 \text{ кмоль/кмоль} \quad (56)$$

$$x_D = \frac{\frac{0,98}{72}}{\frac{0,98}{72} + \frac{1 - 0,98}{77,74}} = 0,981 \text{ кмоль/кмоль} \quad (57)$$

$$x_W = \frac{\frac{0,01}{72}}{\frac{0,01}{72} + \frac{1 - 0,01}{77,74}} = 0,011 \text{ кмоль/кмоль} \quad (58)$$

Массовые расходы питания и продуктов разделения пересчитываются в молярные по формулам 59-61:

$$F = \frac{\bar{G}_F}{M_F} \quad (59)$$

$$D = \frac{\bar{G}_D}{M_D} \quad (60)$$

$$W = \frac{\bar{G}_W}{M_W} \quad (61)$$

где F, D, W , – молярные расходы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кмоль/с;

M_F, M_D, M_W – молярные массы питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, кг/кмоль.

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						42
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Молярные массы питания и продуктов разделения определяются по формулам 62-64:

$$M_F = M_{HK} \cdot x_F + M_{BK} \cdot (1 - x_F) \quad (62)$$

$$M_D = M_{HK} \cdot x_D + M_{BK} \cdot (1 - x_D) \quad (63)$$

$$M_W = M_{HK} \cdot x_W + M_{BK} \cdot (1 - x_W) \quad (64)$$

Молярные массы продуктов равны:

$$M_F = 72 \cdot 0,38 + 77,74 \cdot (1 - 0,38) = 75,56 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}}; \quad (65)$$

$$M_D = 72 \cdot 0,98 + 77,74 \cdot (1 - 0,98) = 72,11 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}}; \quad (66)$$

$$M_W = 72 \cdot 0,01 + 77,74 \cdot (1 - 0,01) = 77,68 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}}. \quad (67)$$

Молярные расходы продуктов равны:

$$F = \frac{6,61}{75,56} = 0,088 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{С}}; \quad (68)$$

$$D = \frac{2,52}{72,11} = 0,035 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{С}}; \quad (69)$$

$$W = \frac{4,09}{77,68} = 0,053 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{С}}. \quad (70)$$

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Относительный молярный расход питания определяется по формуле 71:

$$f = \frac{F}{D} \quad (71)$$

$$f = \frac{0,088}{0,035} = 2,502 \quad (72)$$

2.3.3 Условия равновесия

В дальнейших расчетах необходимо использовать $x - y$ и $t - x - y$ диаграммы равновесия, которые строятся по экспериментальным данным. Для смеси изопентан-пентан при давлении 3 МПа экспериментальные данные по равновесию представлены в таблице 10. Обозначения, принятые в таблице: x и y – молярные доли изопентана в жидкости и паре соответственно, кмоль НК/кмоль смеси; t – температура, °С.

Таблица 10 – Данные по равновесию жидкость – пар для смеси изопентан-пентан.

Параметр	Значения				
$x \cdot 10^2, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	2,95	3,15	34,2	91,15
$y \cdot 10^2, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0	6,55	6,85	55,9	96,4
$t, ^\circ\text{C}$	112	111,7	111,1	107,8	103,3

По данным таблицы 10 строим диаграммы $x - y$ и $t - x - y$, они представлены на рисунках 8 и 9.

Данные построения используются для определения зависимости между равновесными содержаниями компонентов смеси в жидкости и паре. С их помощью можно: узнать, как меняется концентрация жидкости в зависимости от температуры; определить, как изменяется состав пара над жидкостью при разных давлениях; понять, как влияет нарушение равновесия системы на состав жидкой и паровой фаз.

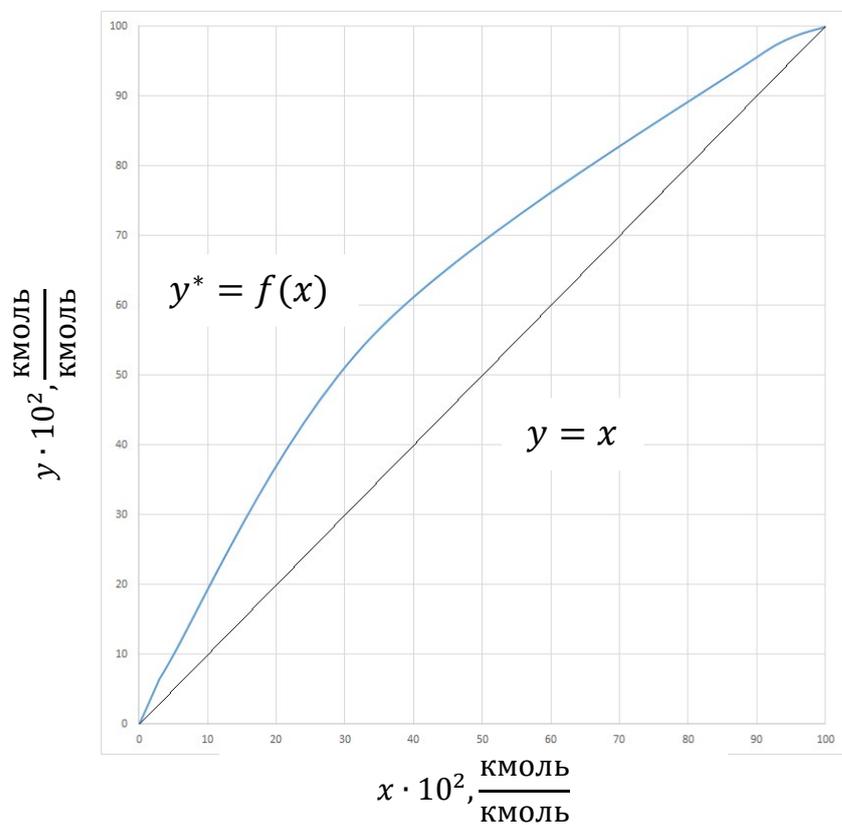


Рисунок 8 – Диаграмма равновесия $x - y$ для смеси изопентан-пентан

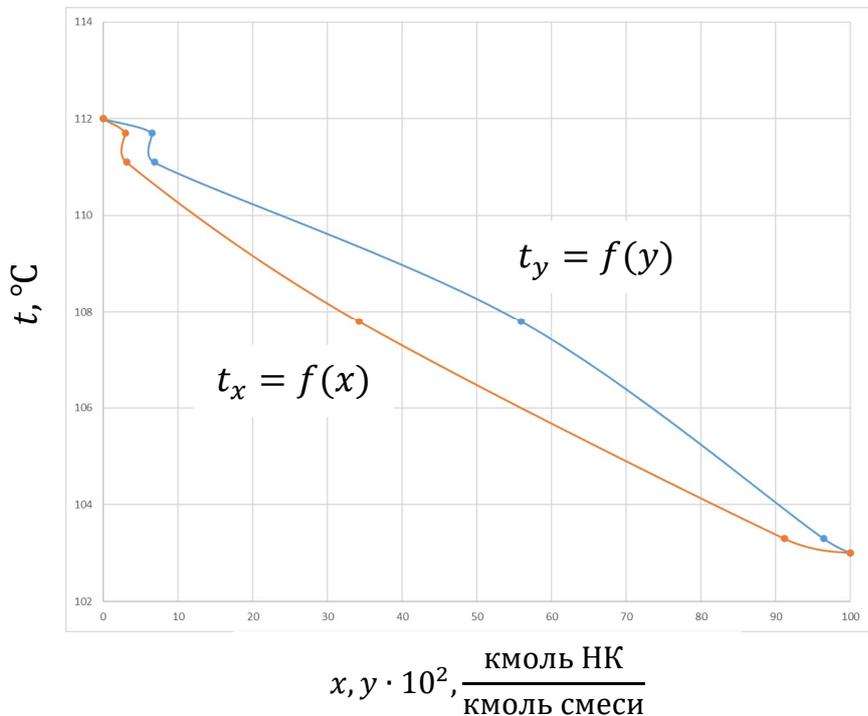


Рисунок 9 – Диаграмма равновесия $t - x - y$ для смеси изопентан-пентан

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

Лист

45

2.3.4 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел

Минимальное флегмовое число R_{min} определяем по зависимости 73:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (73)$$

где y_F^* – молярная доля изопентана в паре, равновесном с жидким питанием, КМОЛЬ/КМОЛЬ.

Значение $y_F^* = 0,615$ КМОЛЬ/КМОЛЬ находим графическим путем (ордината точки С на рисунке 10).

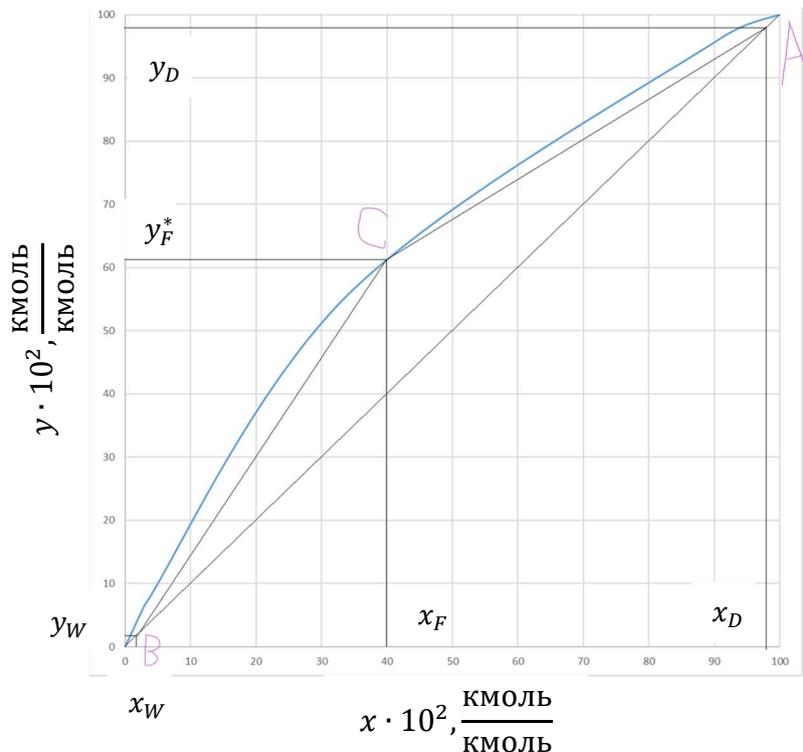


Рисунок 10 – График для определения значения y_F^*

$$R_{min} = \frac{0,981 - 0,615}{0,615 - 0,398} = 1,89 \quad (74)$$

Наносим на диаграмму $x - y$ точки А (x_D ; $y_D = x_D$) и В (x_W ; $y_W = x_W$).
Соединяем точку С (x_F ; y_F^*) с точками А и В отрезками прямых.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------

Полученные отрезки AC и BC не пересекают линию равновесия $y^* = f(x)$, а касаются ее в точке C. Следовательно формула (72) для расчета R_{min} применена верно.

Оптимальное флегмовое число R_{opt} определяем путем построения и анализа графика функции $N_T(R + 1) = f(R)$, где N_T – число теоретических тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси в колонне при данном значении R.

Принимаем, что флегмовое число изменяется в пределах от R' до R'' . Значения R' и R'' по рекомендациям рассчитываем по формулам 75 и 76:

$$R' = 0,05 \cdot R_{min} \quad (75)$$

$$R'' = 2 \cdot R_{min} + 0,5 \quad (76)$$

$$R' = 0,05 \cdot 1,89 = 1,985 \quad (77)$$

$$R'' = 2 \cdot 1,89 + 0,5 = 4,281 \quad (78)$$

В диапазоне изменения R устанавливаем дополнительно $R_n = 6$ промежуточных значений флегмового числа с интервалом ΔR :

$$\Delta R = \frac{R'' - R'}{n_R + 1} \quad (79)$$

$$\Delta R = \frac{4,281 - 1,985}{6 + 1} = 0,328. \quad (80)$$

Промежуточные значения флегмового числа: $R_1 = 2,219$; $R_2 = 2,547$; $R_3 = 2,875$; $R_4 = 3,203$; $R_5 = 3,531$; $R_6 = 3,859$.

Уравнение рабочей линии укрепляющей части колонны в явном виде:

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$y_B = \frac{R}{R+1} \cdot x_B + \frac{x_D}{R+1} \quad (81)$$

Примем, что $R = R' = 1,958$, а $x_B = x_F = 0,398$, тогда уравнение рабочей линии:

$$y_B = \frac{1,985}{1,985 + 1} \cdot 0,398 + \frac{0,981}{1,985 + 1} = 0,594 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}. \quad (82)$$

На диаграмме $x - y$ выполняем построение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны при $R = R'$ и линию равновесия ($y^* = f(x)$). Для определения N_T используем графический метод Мак-Кэба и Тиле. Результаты построения при $R = 1,958$ представлены на рисунке 11.

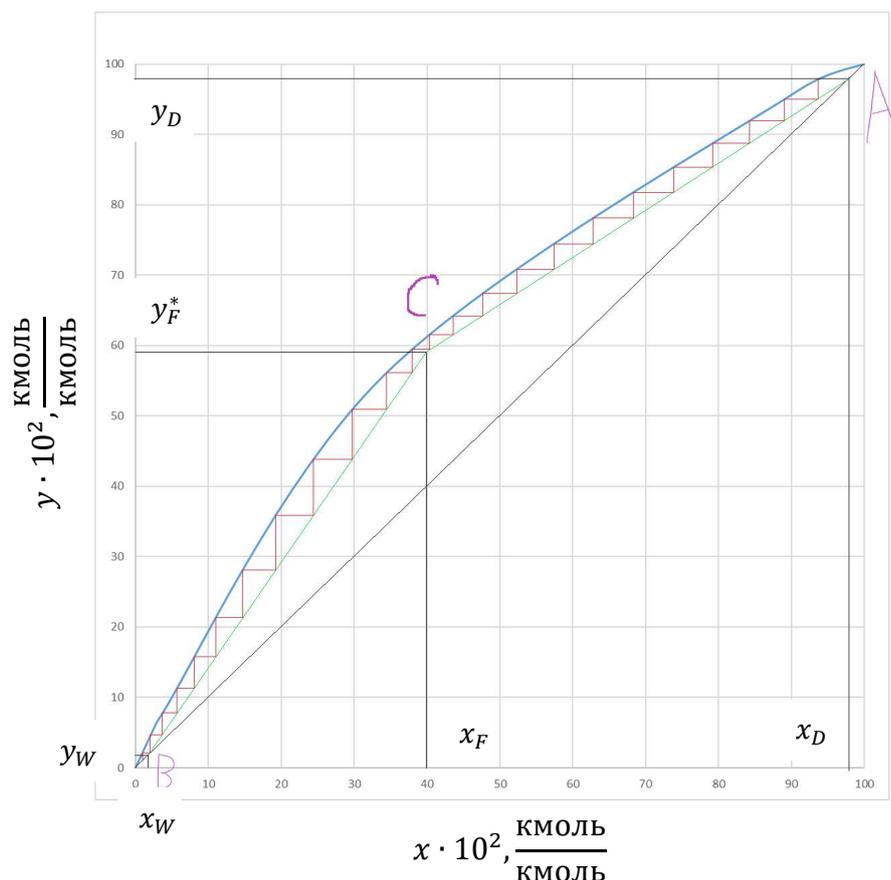


Рисунок 11 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R = R' = 1,958$

Из диаграммы (рисунок 12) число теоретических тарелок $N_T = 24,20$. Значение комплекса $N_T(K + 1)$ при этом:

$$N_T(R + 1) = 24,20 \cdot (1,958 + 1) = 72,24. \quad (83)$$

Аналогичные расчеты и построения производим для значений флегмового числа $R_1, R_2, R_3, R_4, R_5, R_6, R''$. Определение N_T при различных значениях R показано на рисунках 12-18. Результаты их представлены в таблице 11.

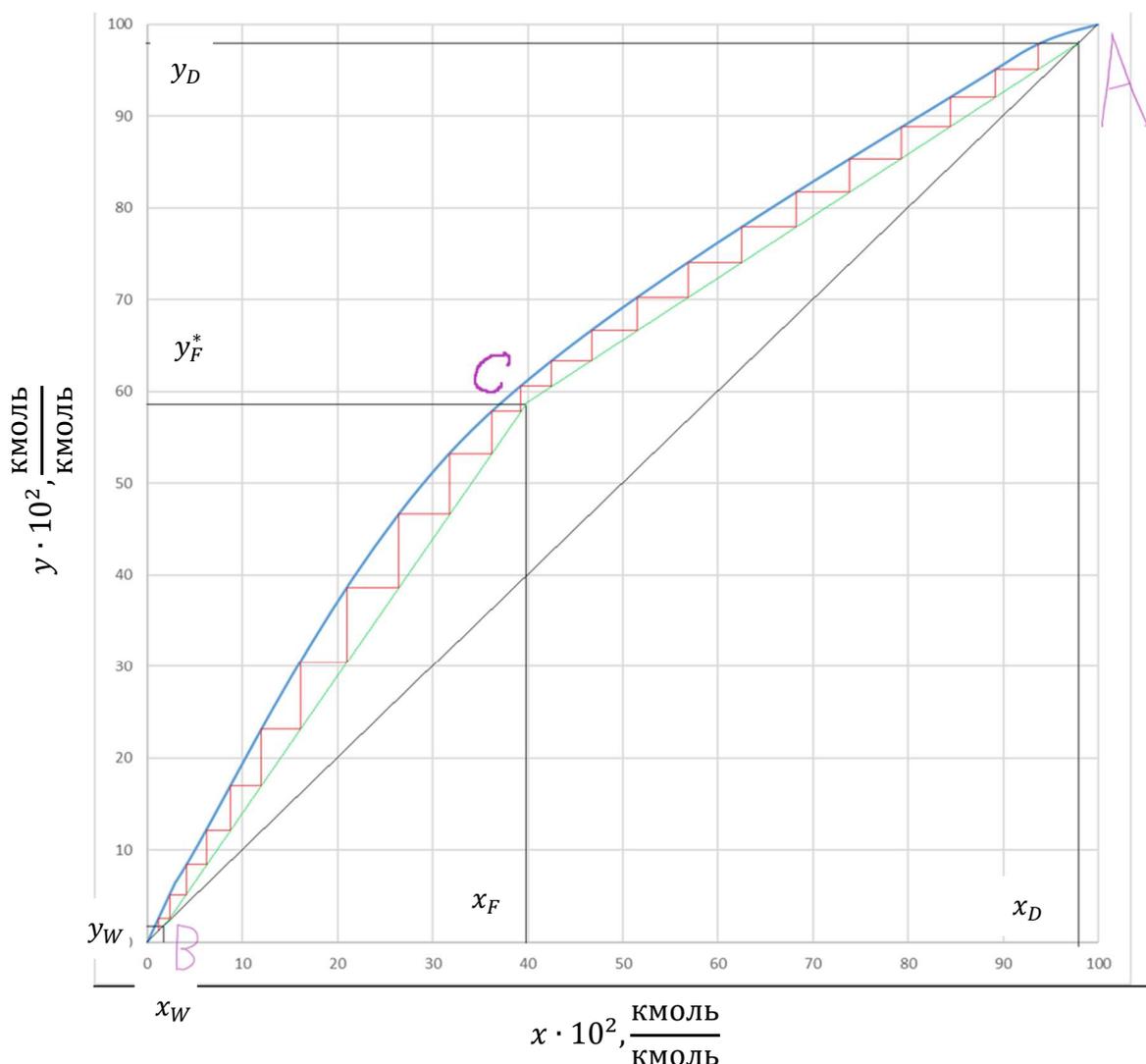


Рисунок 12 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R_1 = 2,219$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

Лист

49

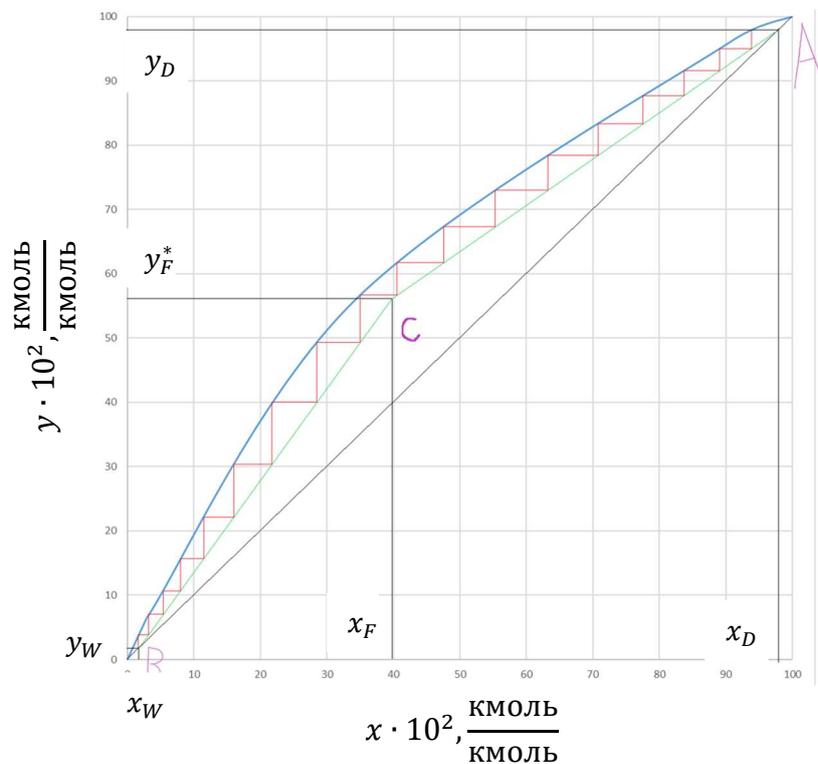


Рисунок 13 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R_2 = 2,547$

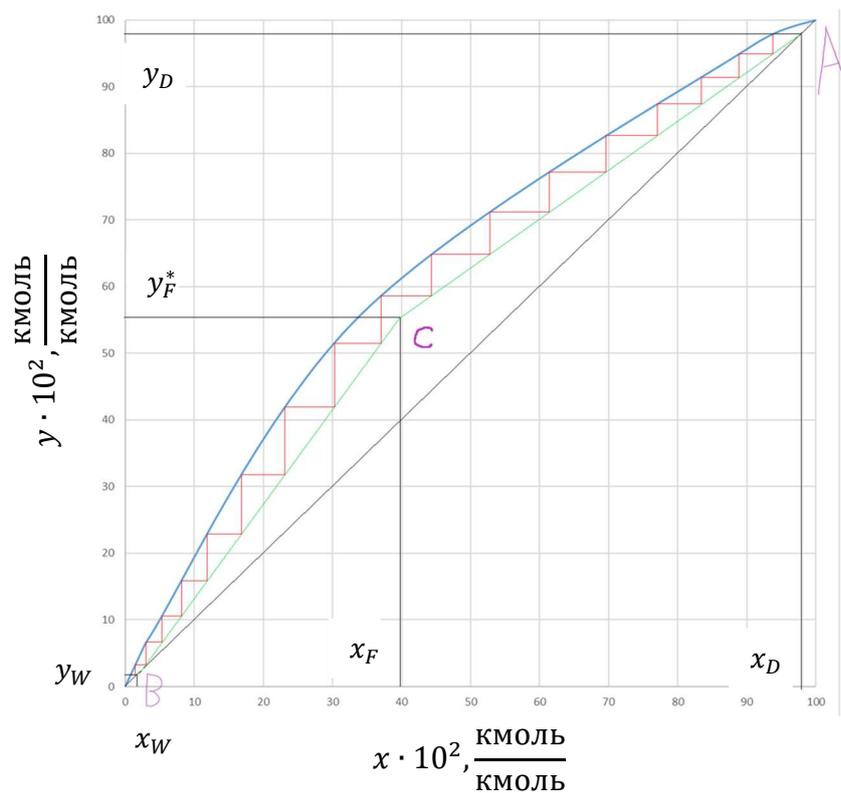


Рисунок 14 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R_3 = 2,875$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

Лист

50

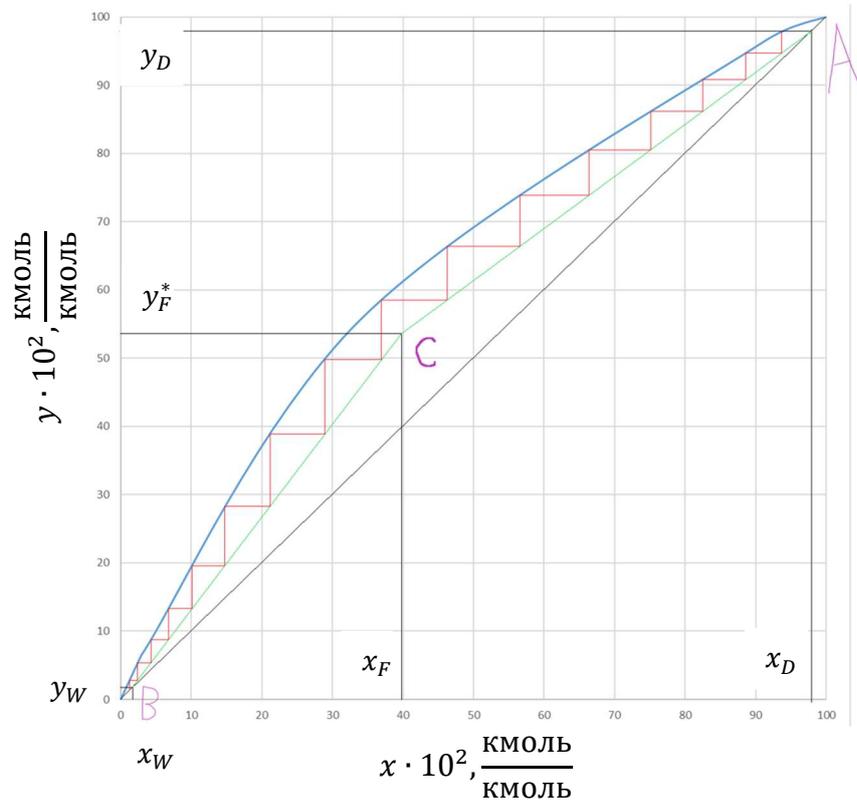


Рисунок 15 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R_4 = 3,203$

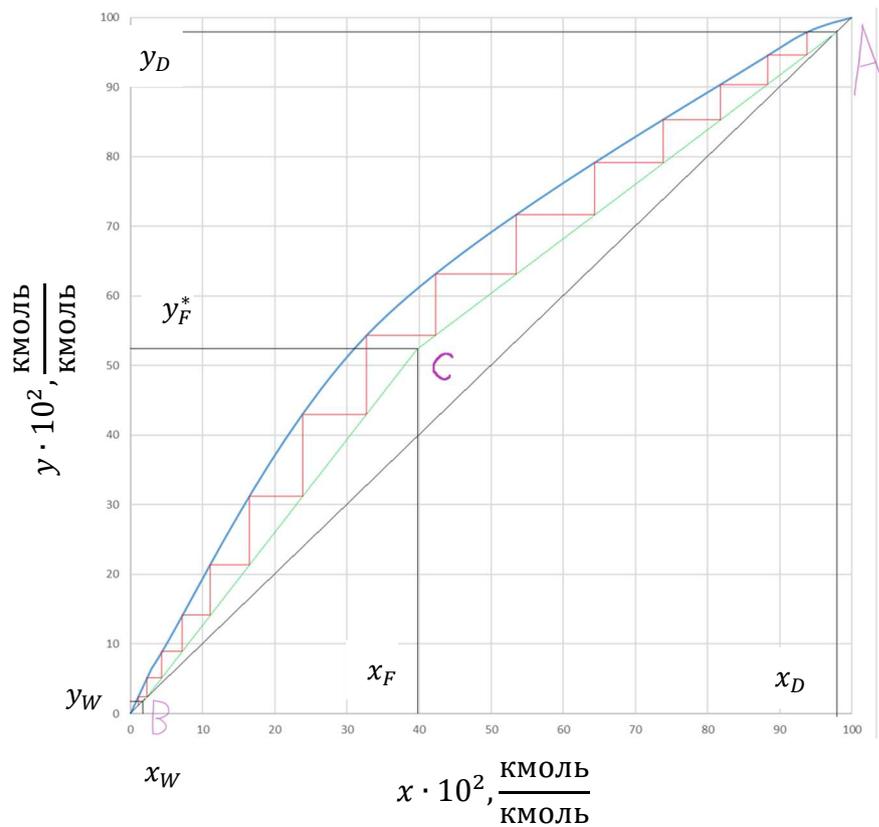


Рисунок 16 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R_5 = 3,531$

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		51

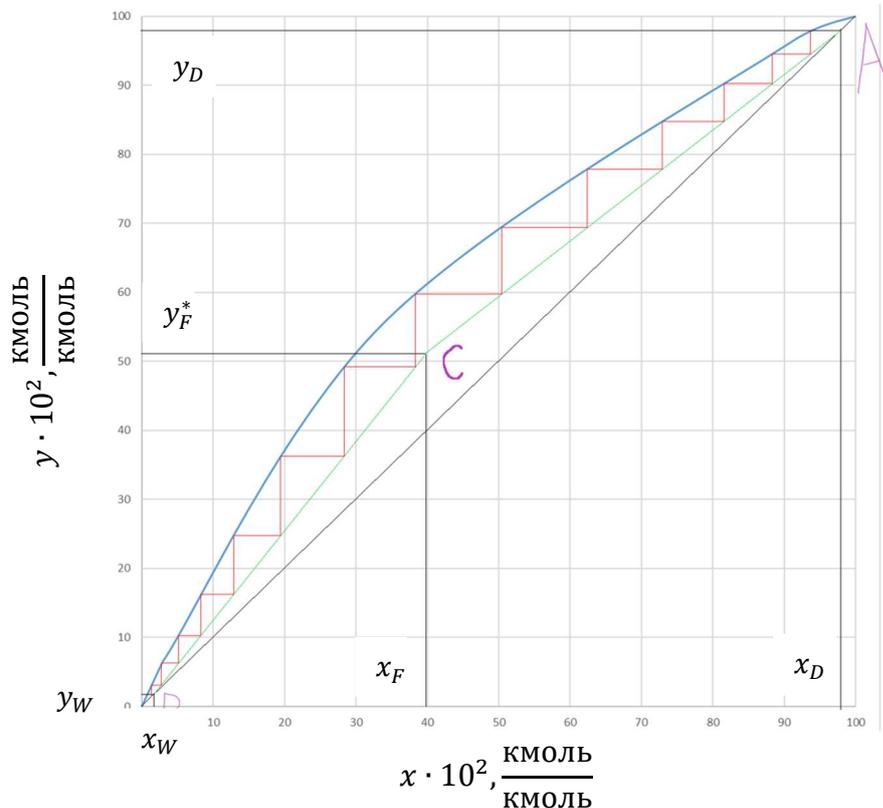


Рисунок 17 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R_6 = 3,859$

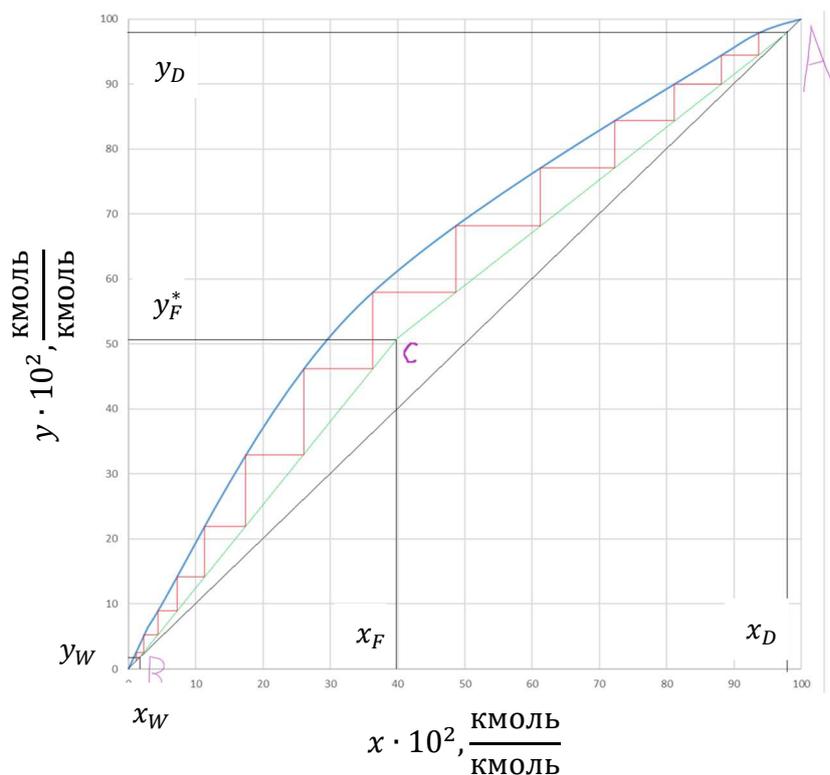


Рисунок 18 – К определению N_T для ректификационной колонны по методу Мак-Кэба и Тиле при $R'' = 4,281$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

Лист

52

Таблица 11 – Исходные данные и результаты расчетов к определению оптимального флегмового числа

Параметр	Значения							
	R	1,985	2,219	2,547	2,875	3,203	3,531	3,859
$a = \frac{R}{R+1}$	0,665	0,689	0,718	0,742	0,762	0,779	0,794	0,811
$b = \frac{x_D}{R+1}$	0,329	0,305	0,277	0,253	0,234	0,217	0,202	0,186
$y_f, \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$	0,594	0,579	0,563	0,549	0,537	0,527	0,518	0,509
N _T , штук	24,200	23,600	18,000	16,900	15,800	14,700	13,900	13,600
N _T (R+1)	72,238	75,957	63,837	65,479	66,400	66,599	67,533	71,822

По данным таблицы выбираем то флегмовое число, при котором значение N_T(R+1) минимально. Минимальному значению N_T(R+1) соответствует значение R = 2,547, принимаем это значение за R_{опт}.

2.2.5 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в жидкости в укрепляющей x_{в.с}, кмоль/кмоль, и исчерпывающей x_{н.с}, кмоль/кмоль, частях колонны рассчитываем по формулам 84 и 85:

$$x_{в.с} = 0,5 \cdot (x_F + x_D); \quad (84)$$

$$x_{н.с} = 0,5 \cdot (x_W + x_F). \quad (85)$$

$$x_{в.с} = 0,5 \cdot (0,398 + 0,981) = 0,690 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}; \quad (86)$$

$$x_{н.с} = 0,5 \cdot (0,011 + 0,398) = 0,205 \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}. \quad (87)$$

Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей, кмоль/кмоль, и исчерпывающей, кмоль/кмоль, частях колонны определяем расчетным путем по

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		53

следующим формулам 88 и 89:

$$y_{B.C} = \frac{R}{R+1} \cdot x_{B.C} + \frac{x_D}{R+1}; \quad (88)$$

$$y_{H.C} = \frac{R+f}{R+1} \cdot x_{H.C} + \frac{1-f}{R+1} \cdot x_W. \quad (89)$$

$$y_{B.C} = \frac{2,547}{2,547+1} \cdot 0,690 + \frac{0,981}{2,547+1} = 0,772 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{КМОЛЬ}}; \quad (90)$$

$$y_{H.C} = \frac{2,547+1,671}{2,547+1} \cdot 0,205 + \frac{1-1,671}{2,547+1,671} \cdot 0,011 = 0,249 \frac{\text{КМОЛЬ}}{\text{КМОЛЬ}}. \quad (91)$$

Среднюю молярную массу жидкости в укрепляющей части колонны в M_{XB} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле 92:

$$M_{XB} = M_{HK} \cdot x_{B.C} + M_{BK} \cdot (1 - x_{B.C}) \quad (92)$$

$$M_{XB} = 72 \cdot 0,690 + 77,74 \cdot (1 - 0,690) = 77,780 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}} \quad (93)$$

Среднюю молярную массу жидкости в исчерпывающей части колонны M_{XH} , кг/кмоль, определяем по формуле 94:

$$M_{XH} = M_{HK} \cdot x_{H.C} + M_{BK} \cdot (1 - x_{H.C}) \quad (94)$$

$$M_{XH} = 72 \cdot 0,205 + 77,74 \cdot (1 - 0,205) = 76,566 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}} \quad (95)$$

Среднюю молярную массу пара в укрепляющей части колонны в $M_{УВ}$, кг/кмоль, рассчитываем по формуле 96:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						54
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$M_{yB} = M_{HK} \cdot y_{B,c} + M_{BK} \cdot (1 - y_{B,c}) \quad (96)$$

$$M_{yB} = 72 \cdot 0,772 + 77,74 \cdot (1 - 0,772) = 73,308 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}} \quad (97)$$

Среднюю молярную массу пара в исчерпывающей части колонны M_{yH} , кг/кмоль, рассчитываем по формуле 98:

$$M_{yH} = M_{HK} \cdot y_{H,c} + M_{BK} \cdot (1 - y_{H,c}) \quad (98)$$

$$M_{yH} = 72 \cdot 0,249 + 77,74 \cdot (1 - 0,249) = 73,308 \frac{\text{КГ}}{\text{КМОЛЬ}} \quad (99)$$

2.3.6 Определение температур жидкости и пара

Необходимые для определения температур фаз построения на диаграмме $t - x - y$ представлены на рисунке 19. В результате получены следующие значения:

- температура жидкого питания, подаваемого в колонну, $t_F = 107,2 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура жидкого кубового остатка, покидающего колонну, $t_W = 111,9 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны, $t_{yD} = 103 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура жидких флегмы и дистиллята, отводимых из дефлегматора установки, $t_{xD} = t_{yD} = 103 \text{ }^\circ\text{C}$;
- средняя температура жидкости в укрепляющей части колонны, $t_{xB} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$;
- средняя температура жидкости в исчерпывающей части колонны, $t_{xH} = 109,1 \text{ }^\circ\text{C}$;
- средняя температура пара в укрепляющей части колонны, $t_{yB} = 105,5 \text{ }^\circ\text{C}$;

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		55

– средняя температура пара в исчерпывающей части колонны, $t_{yH} = 109,8 \text{ } ^\circ\text{C}$.

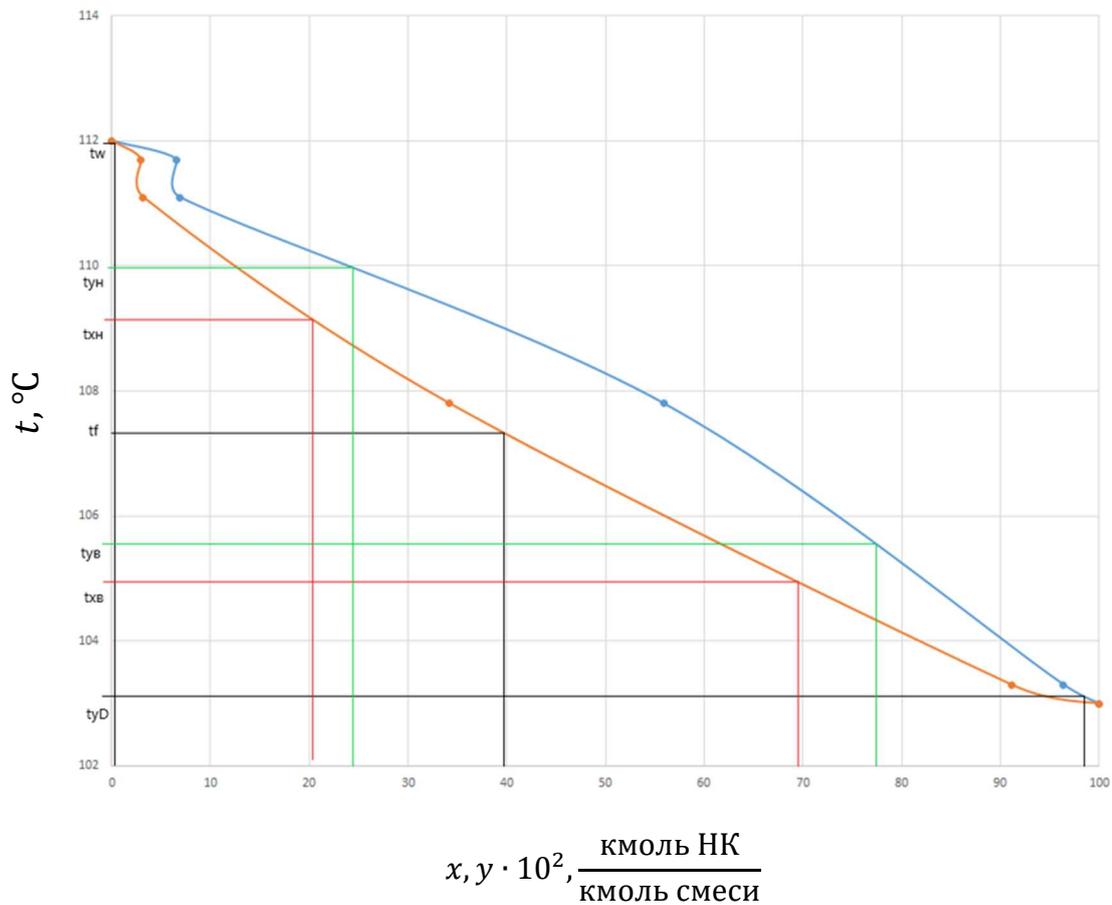


Рисунок 19 – определение температур жидкости и пара на диаграмме $t - x - y$

2.3.7 Расчет плотности жидкости и пара

Расчет плотностей жидких потоков ρ_i , кг/м^3 , проводят по формуле 100:

$$\rho_i = \frac{1}{\frac{\bar{x}_i}{\rho_{\text{НК}}} + \frac{1 - \bar{x}_i}{\rho_{\text{ВК}}}} \quad (100)$$

где \bar{x}_i – массовая доля НК в i -том потоке, кг/кг ;

$\rho_{\text{НК}}$ и $\rho_{\text{ВК}}$ – плотности жидких НК и ВК соответственно при температуре

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		56

(средней) потока, кг/м³.

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_W = 111,9$ °С:
 $\rho_{НК} = 511,1$ кг/м³; $\rho_{ВК} = 550,6$ кг/м³. Плотность жидкого кубового остатка ρ_W ,
кг/м³, при $\bar{x}_W = 0,01$ кг/кг.

$$\rho_W = \frac{1}{\frac{0,01}{511,1} + \frac{1 - 0,01}{550,6}} = 550,175 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (101)$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_F = 107,2$ °С:
 $\rho_{НК} = 519,43$ кг/м³; $\rho_{ВК} = 558,19$ кг/м³. Плотность жидкого питания ρ_F , кг/м³,
при $\bar{x}_F = 0,38$ кг/кг.

$$\rho_F = \frac{1}{\frac{0,38}{519,43} + \frac{1 - 0,38}{558,19}} = 542,799 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (102)$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{xD} = 103$ °С:
 $\rho_{НК} = 530,11$ кг/м³; $\rho_{ВК} = 563,15$ кг/м³. Плотность жидкого питания ρ_F , кг/м³,
при $\bar{x}_D = 0,98$ кг/кг.

$$\rho_D = \frac{1}{\frac{0,98}{530,11} + \frac{1 - 0,98}{563,15}} = 530,733 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (103)$$

Массовая доля НК в жидкостях среднего состава в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $\bar{x}_{в.с}$ и $\bar{x}_{н.с}$, кг/кг, соответственно, по формулам 104 и 105:

$$\bar{x}_{в.с} = \frac{x_{в.с} \cdot M_{НК}}{x_{в.с} \cdot M_{НК} + M_{ВК} \cdot (1 - x_{в.с})} \quad (104)$$

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		57

$$\bar{x}_{\text{H.C}} = \frac{x_{\text{H.C}} \cdot M_{\text{HK}}}{x_{\text{H.C}} \cdot M_{\text{HK}} + M_{\text{BK}} \cdot (1 - x_{\text{H.C}})} \quad (105)$$

$$\bar{x}_{\text{B.C}} = \frac{0,690 \cdot 72}{0,690 \cdot 72 + 77,74 \cdot (1 - 0,690)} = 0,673 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (106)$$

$$\bar{x}_{\text{H.C}} = \frac{0,205 \cdot 72}{0,205 \cdot 72 + 77,74 \cdot (1 - 0,205)} = 0,192 \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \quad (107)$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{XB}} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$:
 $\rho_{\text{HK}} = 522,42 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{BK}} = 561,06 \text{ кг/м}^3$. Плотность жидкости среднего состава в укрепляющей части колонны ρ_{XB} , кг/м^3 , при $\bar{x}_{\text{B.C}} = 0,673 \text{ кг/кг}$.

$$\rho_{\text{XB}} = \frac{1}{\frac{0,673}{522,42} + \frac{1 - 0,673}{561,06}} = 534,449 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (108)$$

Плотности жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{XH}} = 109,1 \text{ }^\circ\text{C}$:
 $\rho_{\text{HK}} = 514,91 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{BK}} = 526,82 \text{ кг/м}^3$. Плотность жидкости среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{XH} , кг/м^3 , при $\bar{x}_{\text{H.C}} = 0,192 \text{ кг/кг}$.

$$\rho_{\text{XH}} = \frac{1}{\frac{0,192}{514,91} + \frac{1 - 0,192}{526,82}} = 548,238 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (109)$$

Плотность паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны в дефлегматор ρ_{yD} , кг/м^3 .

$$\rho_{\text{yD}} = \frac{M_{\text{D}}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{\text{yD}} + 273} \cdot \frac{P}{P_0} \quad (110)$$

где P_0 – нормальное барометрическое давление, $1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		58

$$\rho_{yD} = \frac{72,115}{22,4} \cdot \frac{273}{103 + 273} \cdot \frac{30 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 69,23 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (111)$$

Плотность паров среднего состава в укрепляющей части колонны в ρ_{yB} , кг/м³, рассчитываем по формуле 112:

$$\rho_{yB} = \frac{M_{yB}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yB} + 273} \cdot \frac{P}{P_0} \quad (112)$$

$$\rho_{yB} = \frac{73,308}{22,4} \cdot \frac{273}{105,5 + 273} \cdot \frac{30 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 69,91 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (113)$$

Плотность паров среднего состава в исчерпывающей части колонны ρ_{yH} , кг/м³, рассчитываем по формуле 114:

$$\rho_{yH} = \frac{M_{yH}}{22,4} \cdot \frac{273}{t_{yH} + 273} \cdot \frac{P}{P_0} \quad (114)$$

$$\rho_{yH} = \frac{76,311}{22,4} \cdot \frac{273}{109,8 + 273} \cdot \frac{30 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 71,95 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad (115)$$

2.2.8 Расчет массовых расходов жидкости и пара

Массовый расход флегмы \bar{G}_R , кг/с, вычисляем по формуле 116:

$$\bar{G}_R = \bar{G}_D \cdot R \quad (116)$$

$$\bar{G}_R = 2,52 \cdot 2,547 = 6,42 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \quad (117)$$

Средние массовые расходы жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны \bar{G}_{xB} и \bar{G}_{xH} соответственно, кг/с, определяем по зависимостям 118

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						59
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

и 119:

$$\bar{G}_{XB} = M_{XB} \cdot D \cdot R; \quad (118)$$

$$\bar{G}_{XH} = M_{XH} \cdot D \cdot (R + f). \quad (119)$$

$$\bar{G}_{XB} = 73,780 \cdot 0,035 \cdot 2,547 = 6,57 \frac{\text{КГ}}{\text{С}} \quad (120)$$

$$\bar{G}_{XH} = 76,566 \cdot 0,035 \cdot (2,547 + 1,671) = 11,30 \frac{\text{КГ}}{\text{С}} \quad (121)$$

Массовый расход пара флегмы и дистиллята, покидающих колонну, \bar{G} , кг/с, рассчитываем по формуле 122:

$$\bar{G} = \bar{G}_R + \bar{G}_D \quad (122)$$

$$\bar{G} = 6,42 + 2,52 = 8,95 \frac{\text{КГ}}{\text{С}} \quad (123)$$

Средние массовые расходы пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны \bar{G}_{yB} и \bar{G}_{yH} соответственно, кг/с, определяем по следующим зависимостям 124 и 125:

$$\bar{G}_{yB} = M_{yB} \cdot D \cdot (R + 1) \quad (124)$$

$$\bar{G}_{yH} = M_{yH} \cdot D \cdot (R + 1) \quad (125)$$

$$\bar{G}_{yB} = 73,308 \cdot 0,035 \cdot (2,547 + 1) = 9,10 \frac{\text{КГ}}{\text{С}} \quad (126)$$

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						60
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\bar{G}_{yH} = 76,311 \cdot 0,035 \cdot (2,547 + 1) = 9,47 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \quad (127)$$

2.3.9 Расчет объемных расходов жидкости и пара

Объемный расход паров флегмы и дистиллята при рабочих условиях V_G , м³/с, рассчитываем по формуле 128:

$$V_G = \frac{\bar{G}_R}{\rho_{yD}} \quad (128)$$

$$V_G = \frac{6,42}{69,23} = 0,093 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (129)$$

Для расчета средних объемных расходов пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{yB} и V_{yH} соответственно, м³/с, используем зависимости 130 и 131:

$$V_{yB} = \frac{\bar{G}_{yB}}{\rho_{yB}}; \quad (130)$$

$$V_{yH} = \frac{\bar{G}_{yH}}{\rho_{yH}}. \quad (131)$$

$$V_{yB} = \frac{9,10}{69,91} = 0,130 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (132)$$

$$V_{yH} = \frac{9,47}{71,95} = 0,132 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (133)$$

Объемные расходы жидких питания, дистиллята и кубового остатка, V_F , V_D и V_W соответственно, м³/с, определяют по формулам 134-136:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						61
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$V_F = \frac{\bar{G}_F}{\rho_F}; \quad (134)$$

$$V_D = \frac{\bar{G}_D}{\rho_D}; \quad (135)$$

$$V_W = \frac{\bar{G}_W}{\rho_W}. \quad (136)$$

$$V_F = \frac{6,61}{542,799} = 0,012 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (137)$$

$$V_D = \frac{2,52}{530,733} = 0,005 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (138)$$

$$V_W = \frac{4,09}{550,175} = 0,007 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (139)$$

Объемный расход жидкой флегмы V_R , м³/с, определяем следующим по формуле 140:

$$V_R = \frac{\bar{G}_R}{\rho_D} \quad (140)$$

$$V_R = \frac{6,424}{530,733} = 0,012 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (141)$$

Расчет средних объемных расходов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны V_{XB} и V_{XH} соответственно, м³/с, осуществляем по следующим формулам 142 и 143:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						62
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$V_{XB} = \frac{\bar{G}_{XB}}{\rho_{XB}}; \quad (142)$$

$$V_{XB} = \frac{\bar{G}_{XH}}{\rho_{XH}}. \quad (143)$$

$$V_{XB} = \frac{6,57}{534,449} = 0,012 \frac{M^3}{c} \quad (144)$$

$$V_{XB} = \frac{11,30}{548,22} = 0,021 \frac{M^3}{c} \quad (145)$$

2.3.10 Расчет динамической вязкости жидкостей

Средние значения динамической вязкости жидкости в укрепляющей и истощивающей частях колонны μ_{XB} и μ_{XH} соответственно, Па · с, определяем по формулам 146 и 147:

$$\mu_{XB} = 10^{x_{B,C} \cdot \lg \mu_{HK,B} + (1-x_{B,C}) \cdot \lg \mu_{BK,B}} \quad (146)$$

$$\mu_{XH} = 10^{x_{H,C} \cdot \lg \mu_{HK,H} + (1-x_{H,C}) \cdot \lg \mu_{BK,H}} \quad (147)$$

Где $\mu_{HK,B}$ и $\mu_{BK,B}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре t_{XB} , Па · с;

$\mu_{HK,H}$ и $\mu_{BK,H}$ – динамическая вязкость жидких НК и ВК соответственно при температуре t_{XH} , Па · с;

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{XB} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$, $\mu_{HK,B} = 2,14 \cdot 10^{-4}$ Па · с, $\mu_{BK,B} = 3,48 \cdot 10^{-4}$ Па · с.

$$\mu_{XB} = 10^{0,690 \cdot \lg 2,14 \cdot 10^{-4} + (1-0,690) \cdot \lg 3,48 \cdot 10^{-4}} = 0,00025 \text{ Па} \cdot \text{с} \quad (148)$$

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		63

Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}} = 109,1 \text{ }^\circ\text{C}$, $\mu_{\text{НК.н}} = 2,11 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$, $\mu_{\text{ВК.н}} = 3,46 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

$$\mu_{\text{хв}} = 10^{0,20 \cdot \lg 2,11 \cdot 10^{-4} + (1-0,205) \cdot \lg 3,46 \cdot 10^{-4}} = 0,00031 \text{ Па} \cdot \text{с} \quad (149)$$

2.3.11 Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне и ее диаметра

Для ситчатых тарелок при межтарельчатых расстояниях от 300 до 700 мм расчетные рабочие скорости для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны $w_{\text{р.в}}$ и $w_{\text{р.н}}$ соответственно, м/с, определяем по следующим зависимостям 150 и 151:

$$w_{\text{р.в}} = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{хв}} \cdot \rho_{\text{ув}}}{\rho_{\text{ув}}}}; \quad (150)$$

$$w_{\text{р.н}} = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{хн}} \cdot \rho_{\text{ун}}}{\rho_{\text{ун}}}}. \quad (151)$$

где C – коэффициент, м/с.

Значение коэффициента C зависит от межтарельчатого расстояния $h_{\text{т}}$, м, и определяется по графику, изображенному на рисунке 20. Принимаем $h_{\text{т}} = 0,4$ м, тогда $C = 0,057$.

$$w_{\text{р.в}} = 0,057 \cdot \sqrt{\frac{534,449 \cdot 69,91}{69,91}} = 0,1469 \quad (152)$$

$$w_{\text{р.н}} = 0,057 \cdot \sqrt{\frac{548,238 \cdot 71,95}{71,95}} = 0,1467 \quad (153)$$

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		64

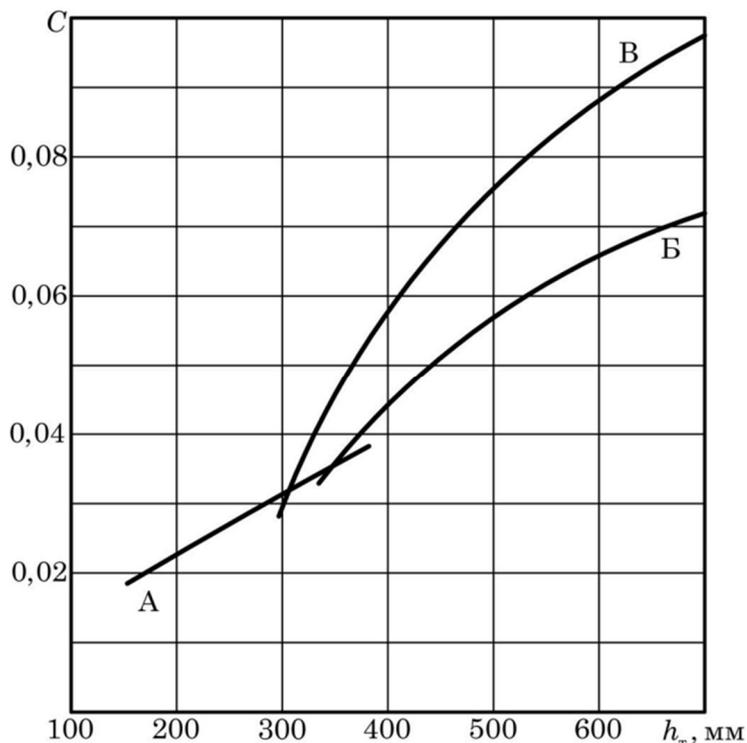


Рисунок 20 – Значение коэффициента С:

А, Б – колпачковые тарелки с круглыми колпачками;

В – ситчатые тарелки

Расчетные диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей колонны

$D_{p.в}$ и $D_{p.н}$ соответственно, м, определяем по формулам 154 и 155:

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{уб}}{\pi \cdot w_{p.в}}} \quad (154)$$

$$D_{p.н} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{ун}}{\pi \cdot w_{p.н}}} \quad (155)$$

$$D_{p.в} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,130}{3,14 \cdot 0,147}} = 1,062 \text{ м} \quad (156)$$

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

Лист

65

$$D_{p.n} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,132}{3,14 \cdot 0,147}} = 1,069 \text{ м} \quad (157)$$

Полученные расчетные диаметры отличаются несущественно $D_{p.n} - D_{p.v} = 0,007 < 0,2$ м, поэтому за расчетный диаметр принимаем больший из них $D_{p.n} = 1,069$ м.

Действительный диаметр колонны D_k , м, принимаем ближайшим к D_p , диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата $D_k = 1,2$ м.

Действительные скорости пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $w_{yв}$ и $w_{yн}$ соответственно, м/с, рассчитывают по следующим формулам 158 и 159:

$$w_{yв} = \frac{4 \cdot V_{yв}}{\pi \cdot D_k^2} \quad (158)$$

$$w_{yн} = \frac{4 \cdot V_{yн}}{\pi \cdot D_k^2} \quad (159)$$

$$w_{yв} = \frac{4 \cdot 0,130}{3,14 \cdot 1,2^2} = 0,108 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (160)$$

$$w_{yн} = \frac{4 \cdot 0,132}{3,14 \cdot 1,2^2} = 0,109 \frac{\text{м}}{\text{с}} \quad (161)$$

2.3.12 Параметры тарелки

Для принятого значения $D = 1,4$ м ситчатая тарелка (тип 1, исполнение 2) имеет следующие параметры:

- диаметр отверстий $d_o = 0,008$ м;
- шаг отверстий в тарелке $t_o = 0,018$ м;
- относительное свободное сечение тарелки $f_{св} = 0,1159 \text{ м}^2/\text{м}^2$;

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		66

– высота сливного порога $h_{\text{пер}} = 0,03$ м;

– периметр слива $L_C 0,84 =$ м.

Значения d_o , t_o , $h_{\text{пер}}$ приняты из рекомендуемых технической документацией на изготовление ситчатых тарелок [32].

2.3.13 Расчет высоты ректификационной колонны

Число теоретических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны $N_{\text{т.в}}$ и $N_{\text{т.н}}$ соответственно, штук, определим по методу МакКэба и Тиле (построения на диаграмме x y – представлены на рисунке 16). Число теоретических тарелок в укрепляющей части колонны $N_{\text{т.в}} = 9,1$ штук, число теоретических тарелок в исчерпывающей части колонны $N_{\text{т.н}} = 8,9$ штук.

Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны η_v и η_n соответственно определяем с помощью эмпирических зависимостей:

$$\eta_v = 0,091(a_v \cdot \mu_{\text{хв}})^{-0,245}; \quad (162)$$

$$\eta_n = 0,091(a_n \cdot \mu_{\text{хн}})^{-0,245}. \quad (163)$$

где α_v и α_n – относительные летучести компонентов разделяемой смеси в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно.

Величины α_v и α_n рассчитываем по формулам 163 и 164:

$$a_v = \frac{P_{\text{НК.в}}}{P_{\text{ВК.в}}} \quad (164)$$

$$a_n = \frac{P_{\text{НК.н}}}{P_{\text{ВК.н}}} \quad (165)$$

где $P_{\text{НК.в}}$ и $P_{\text{ВК.в}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}}$ соответственно, Па;

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						67
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$P_{\text{НК.Н}}$ и $P_{\text{ВК.Н}}$ – давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хн}}$ соответственно, Па;

Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 105 \text{ }^\circ\text{C}$,
 $P_{\text{НК.В}} = 1029248 \text{ Па}$, $P_{\text{ВК.В}} = 445296 \text{ Па}$.

$$a_{\text{В}} = \frac{1029248}{445296} = 2,31 \quad (166)$$

Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре $t_{\text{хв}} = 109,1 \text{ }^\circ\text{C}$,
 $P_{\text{НК.Н}} = 1225499 \text{ Па}$, $P_{\text{ВК.Н}} = 509158 \text{ Па}$.

$$a_{\text{Н}} = \frac{1225499}{509158} = 2,41 \quad (167)$$

$$\eta_{\text{В}} = 0,091(2,31 \cdot 0,00025)^{-0,245} = 0,57 \quad (168)$$

$$\eta_{\text{Н}} = 0,091(2,41 \cdot 0,00031)^{-0,245} = 0,53 \quad (169)$$

При длине пути жидкости на тарелке $l_{\text{п}}$ более 0,9 м следует откорректировать полученные значения $\eta_{\text{В}}$ и $\eta_{\text{Н}}$. Определим длину пути жидкости на тарелке $l_{\text{п}}$, м, по формуле 170:

$$l_{\text{п}} = \sqrt{D_{\text{К}}^2 - L_{\text{С}}^2} \quad (170)$$

$$l_{\text{п}} = \sqrt{1,2^2 - 0,72^2} = 0,96 \text{ м} \quad (171)$$

При $l_{\text{п}} > 0,9 \text{ м}$ корректировку полученных ранее значений $\eta_{\text{В}}$ и $\eta_{\text{Н}}$ проводим по следующим зависимостям 172 и 173:

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						68
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$\eta_{lB} = \eta_B \cdot A_l; \quad (172)$$

$$\eta_{lH} = \eta_H \cdot A_l; \quad (173)$$

где η_{lB} и η_{lH} – откорректированные с учетом длины пути жидкости значения эффективности тарелки в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны;
 A_l – коэффициент, величина которого зависит от l_{Π} , определяемый по графику, изображенному на рисунке 21.

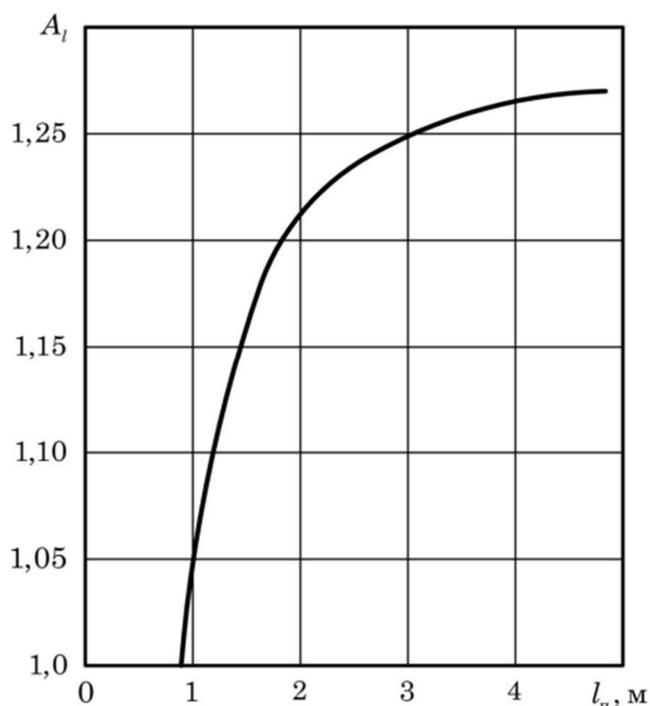


Рисунок 21 – Значение A_l в зависимости от l_{Π}

Исходя из рисунка 24, $A_l = 1,025$.

$$\eta_{lB} = 0,57 \cdot 1,025 = 0,58 \quad (174)$$

$$\eta_{lH} = 0,53 \cdot 1,025 = 0,54 \quad (175)$$

Число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны N_B и N_H соответственно, штук, рассчитаем по формулам 176 и 177:

$$N_B = \frac{N_{T.B}}{\eta_{tB}} \quad (176)$$

$$N_H = \frac{N_{T.H}}{\eta_{tH}} \quad (177)$$

$$N_B = \frac{9,1}{0,58} = 15,68 \text{ штук} \quad (178)$$

$$N_H = \frac{8,9}{0,54} = 16,38 \text{ штук} \quad (179)$$

Округляем полученные значения до целого в большую сторону и получим $N_B = 16$ штук $N_H = 17$ штук. Общее число тарелок ректификационной колонны N , штук, определяем по формуле 180:

$$N = N_B + N_H. \quad (180)$$

$$N = 16 + 17 = 33 \text{ штук} \quad (181)$$

Руководствуясь указаниями по конструированию колонных аппаратов [33], N принимают четным (при необходимости для этого в укрепляющую часть добавляют одну тарелку).

Окончательно принимаем:

- число тарелок в укрепляющей части колонны $N_B = 17$ штук;
- число тарелок в исчерпывающей части колонны $N_H = 17$ штук;
- общее число тарелок в колонне $N = 34$ штук;
- питающая тарелка 17 (снизу).

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						70
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Принимаем, что разделяемая смесь не содержит загрязненных сред, поэтому максимальное количество тарелок в колонне, при котором не требуется установка люков в ее тарельчатой части, $N_{\text{ТЛ}} = 12$ штук. Общее число тарелок в колонне $N > N_{\text{ТЛ}}$, поэтому необходима установка люков.

Число устанавливаемых люков $N_{\text{л}}$, штук, и, соответственно, число увеличенных межтарельчатых расстояний под люки определяем по формуле 182:

$$N_{\text{л}} = \frac{N}{N_{\text{ТЛ}}} - 1 \quad (182)$$

$$N_{\text{л}} = \frac{34}{12} - 1 = 2,8 \quad (183)$$

Полученный результат округляем до целого в большую сторону $N_{\text{л}} = 3$ штуки.

Высоту тарельчатой части корпуса ректификационной колонны $H_{\text{ТЧ}}$, м, рассчитываем по формуле 184:

$$H_{\text{ТЧ}} = (N - 1) \cdot h_{\text{Т}} + N_{\text{л}} \cdot (h_{\text{л}} - h_{\text{Т}}) \quad (184)$$

где $h_{\text{л}}$ – межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м

По рекомендациям, приведенным в каталоге [33], принимаем $h_{\text{л}} = 0,8$ м.

$$H_{\text{ТЧ}} = (34 - 1) \cdot 0,4 + 3 \cdot (0,8 - 0,4) = 14,4 \text{ м} \quad (185)$$

Габаритную высоту тарельчатой ректификационной колонны цельно-сварного исполнения рассчитываем по формуле 186:

$$H = H_{\text{ТЧ}} + H_{\text{КЦ}} + H_{\text{СЦ}} + H_{\text{Д}} + H_{\text{О}} + h_{\text{ШТ}} + l_{\text{ШВ}} \quad (186)$$

где $H_{\text{КЦ}}$ и $H_{\text{СЦ}}$ – высоты обечаек (цилиндрических участков) кубовой и сепара-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						71
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ционной частей корпуса колонны соответственно, м;

H_d – высота эллиптического днища (крышки корпуса) колонны, м;

H_o – высота цилиндрической опоры, м;

$h_{шт}$ – высота штуцера для отвода паров флегмы и дистиллята в дефлегматор, м;

$l_{шв}$ – расстояние между плоскостями расположения сварных швов соединения днища с обечайкой корпуса и опоры с днищем, м.

Для цельносварных тарельчатых колонных аппаратов диаметром от 1,0 до 3,6 м: $H_{кц} = 2,8$ м; $H_{сц} = 1,6$ м; $H_o = 2,0$ м; $h_{шт} = 0,2$ м; $l_{шв} = 0,08$ м.

Высоту эллиптического днища с отбортовкой H_d , м, приближенно рассчитываем по формуле 186:

$$H_d = 0,25 \cdot D_k + 0,04 \quad (186)$$

$$H_d = 0,25 \cdot 1,2 + 0,04 = 0,34 \text{ м} \quad (187)$$

$$H = 14,4 + 2,8 + 1,6 + 0,34 + 2 + 0,2 + 0,08 = 21,42 \text{ м} \quad (188)$$

Расчетная габаритная высота колонны меньше максимально допустимой габаритной высоты стандартизированного цельносварного тарельчатого колонного аппарата, которая при $D_k = 1,2$ м составляет 30 м [33].

2.4 Аппаратное оформление процесса Изомалк-2

Аппаратное оформление процесса Изомалк-2 подразумевает конструкцию и расположение оборудования, необходимого для осуществления этого химического процесса. Процесс состоит из трех блоков: блока деизопентанизации, блока изомеризации и блока разделения изомеризата.

2.4.1 Блок деизопентанизации

Блок деизопентанизации состоит из:

- ректификационной колонны;
- двух теплообменников;

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		72

– буферной емкости.

Ректификационная колонна представляет собой вертикальный аппарат колонного типа, предназначенный для разделения компонентов смеси путем многократного противоточного контактирования паровой и жидкой фаз. В процессе Изомалк-2 применяется колонна тарельчатого типа с 34 тарелками для разделения изопентана от смеси пентана и гексанов. На рисунке 22 изображена принципиальная схема работы ректификационной колонны.

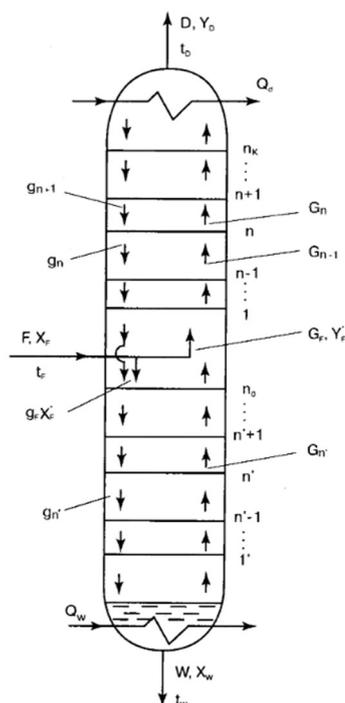


Рисунок 22 – Принципиальная схема работы ректификационной колонны

Сырье поступает в среднюю часть колонны и, в результате многократного контакта паровой и жидкой фаз, происходит перераспределение компонентов сырьевой смеси между фазами: паровая обогащается низко-кипящим компонентом; жидкая обогащается высоко-кипящим компонентом. В результате дистиллят представляет собой практически чистый низко-кипящий компонент, а кубовый продукт – практически чистый высоко-кипящий компонент. Для реализации разделения необходимо поддерживать температурный режим колонны: в верхней части температура должна быть ниже, чем в кубе колонны, что обеспечивается при помощи соответствующих теплообменных аппаратов (холодильников-

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		73

-конденсаторов в верхней части и испарителей – в нижней).

Теплообменные аппараты необходимые для поддержания температурного режима в ректификационной колонне могут представлять собой теплообменники типа труба в трубе, кожухотрубчатые, пластинчатые и спирально витые. Наиболее часто в промышленности применяют кожухотрубчатые теплообменники. Теплообмен в таких аппаратах происходит в результате контактирования через поверхность труб более горячего агента с менее горячим, один агент подается в трубное пространство теплообменника другой в межтрубное, в результате чего более горячий агент отдает свое тепло менее горячему, тем самым нагревая менее горячий агент. Наиболее популярными теплоносителями являются вода и водяной пар.

Буферная емкость представляет собой специальный резервуар, который используется для временного хранения жидкостей и газов тем самым поддержания стабильности в системе путем сглаживания колебаний давления и объема, в случае блока деизопентанизации буферная емкость предназначена для временного хранения дистиллята с ректификационной колонной, после которой часть дистиллята возвращается в колонну, а другая часть как товарный продукт отводится с установки.

2.4.2 Блок изомеризации

Блок изомеризации состоит из:

- печи;
- реакторов;
- сепаратора;
- адсорбера;
- компрессора;
- теплообменников;

Печь – аппарат, предназначенный для нагревания жидкостей и газов через поверхность змеевиков, путем сжигания топлива на горелках. Обычно используются в тех случаях, когда необходимо нагреть среду выше той температуры которой может достичь водяной пар.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						74
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Реактор представляет собой специализированное оборудование, предназначенное для проведения химических часто в присутствии катализаторов. Он является ключевым элементом технологических установок, таких как каталитический крекинг, гидроочистка, риформинг, изомеризация и другие процессы переработки нефти и газа. В процессе Изомалк-2 газообразные пентан и сумма гексанов при температуре примерно 130 °С и давлении 3 МПа последовательно сверху в низ проходят два реактора со слоями катализатора СИ-2, в результате чего углеводороды нормального строения превращаются в их изомеры.

Сепаратор – аппарат, предназначенный для разделения смесей на отдельные компоненты из-за их разности плотностей. Принцип работы сепаратора основан на том, что компонент с меньшей плотностью будь то газ или жидкость, будет собираться и выводиться из верхней части аппарата, а компонент с большей плотностью из нижней части. В процессе Изомалк-2 сепаратор предназначен для разделения водород содержащего газа от жидких углеводородов.

Адсорбер представляет собой аппарат, зачастую вертикального колонного типа, в котором засыпан адсорбент. Адсорберы предназначены для тонкой очистки сред от примесей. В качестве адсорбентов могут выступать молекулярные сита различного строения, активированный уголь, силикагель и тп. В блоке изомеризации адсорбер предназначен для очистки водород содержащего газа от капель унесенных углеводородов из сепаратора.

Компрессор – аппарат, преобразующий механическую энергию двигателя в энергию перекачиваемого газа, тем самым повышая его давление. В блоке изомеризации компрессор предназначен для повышения давления водород содержащегося газа, который возвращается в поток углеводородов перед реакторами изомеризации.

Теплообменные аппараты аналогичны аппаратам из блока деизопентанизации.

2.4.3 Блок разделения изомеризата

Блок разделения изомеризата аппаратурно полностью повторяет блок деизопентанизации. Блок предназначен для разделения изомеризата на такие

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						75
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

компоненты как: изопентан, выводимый с установки как товарный продукт; сумма гексанов, преимущественно изо-строения, которые тоже являются товарным продуктом; нормальный пентан, который возвращается в поток перед блоком изомеризации для максимизации выхода изопентана.

2.5 Технологическая схема процесса Изомалк-2М

Основное отличие технологии Изомалк-2М от Изомалк-2 это использование катализатора СИ-2Б и отсутствие циркуляции водород содержащего газа, что делает данную технологию менее затратной. Основное отличие марки катализатора СИ-2Б заключается в условиях эксплуатации с пониженным мольным отношением водород : сырье, характерным для установок, построенных для хлорированных систем, а также в условиях проведения операций активации и первоначального запуска в работу.

Катализатор СИ-2Б адаптирован для применения на установках, спроектированных для хлорированной системы, путём простой замены катализатора. Такая замена не требует модификаций установки и даже корректировки регламентных процедур, но позволяет достичь той же эффективности, которую достигает классическая технология Изомалк-2. На рисунке 23 изображена технологическая схема процесса Изомалк-2М.

Сырье поступает в ректификационную колонну 9, в которой разделяется на изопентан выходящий с верха колонны и пройдя холодильник 15 и рефлюксную емкость 16 частично используется для поддержания температуры вверху колонны, другая часть выводится с установки как продукт. Продукт низа колонны 9 частично через нагреватель возвращается в колонну для поддержания температуры куба, а другая часть, пройдя рекуперативный теплообменник 5 и печь 6, последовательно проходит два реактора изомеризации 1 и 2. С низа реактора 2 смесь проходит через теплообменник 5, отдавая свое тепло смеси, направляющейся на изомеризацию, и дополнительно охлаждается в теплообменнике 10.

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		76

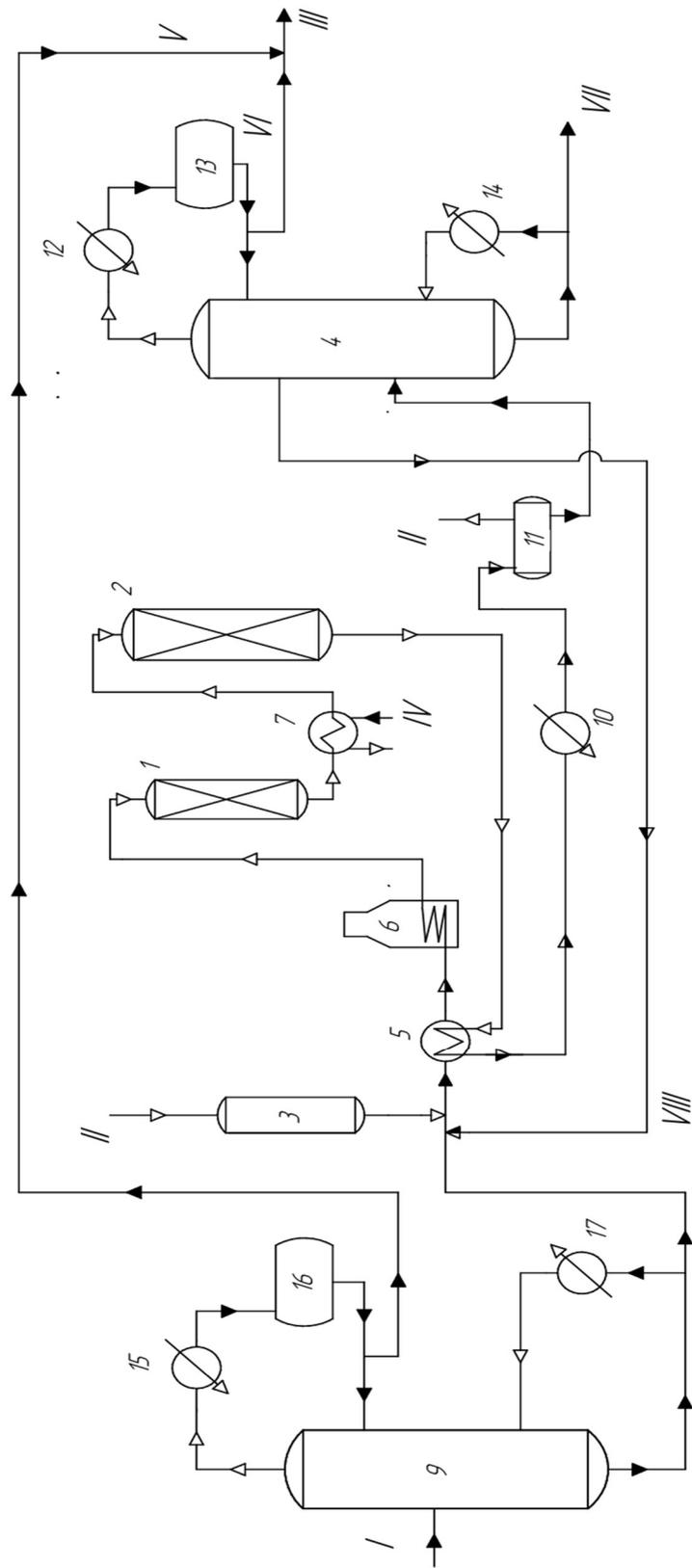


Рисунок 23 – Технологическая схема процесса Изомалк-2М

Потоки: I – пентан-гексановая фракция; II – ВСГ; III – продукты; IV – пвода; V – изопентан из колонны 9; VI – изопентан из колонны 4; VII – гексаны; VIII – возвратный н-пентан

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.424527.180301.ПЗ

Лист

77

После чего смесь попадает в сепаратор *11*, в котором углеводороды отделяются от ВСГ. ВСГ, выводится с верха сепаратора *11*. Свежий ВСГ очищается от влаги в адсорбере *3* и смешивается с потоком из куба колонны *9*. Углеводороды после сепаратора *11* поступают в колонну *4* для разделения. С верха колонны изопентан через холодильник *12* и емкость *13* частично идет на орошение, а другая часть как товарный продукт выводится с установки. Боковым потоком с колонны отводится н-пентан для его рецикла в поток с куба колонны *9*. Кубовый продукт колонны *4* частично, через нагреватель *14*, идет на поддержание температуры низа колонны, а другая часть выводится с установки.

2.6 Аппаратурное оформление процесса Изомалк-2М

Аппаратурно процесс Изомалк-2М практически не отличается от классического процесса Изомалк-2 с рециклом н-пентана. Основное отличие заключается в отсутствии рециркуляции ВСГ, и, как следствие, в отсутствии компрессора для осуществления его циркуляции. В остальном технология полностью соответствует классическому варианту.

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						78
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ

В процессе изомеризаций пентан-гексановой фракции по технологии Изомалк-2, возможны следующие факторы, влияющие на окружающую среду:

- выбросы в атмосферу;
- взрывоопасность;
- пожароопасность;
- химические факторы.

Выбросы в атмосферу обусловлены наличием на установке факельной системы для регулирования давления. Сбросу на факел подлежат углеводороды, применяемые в качестве сырья на установке, а именно: пентан, гексан и их изомеры, полученные в ходе проведения процесса. Сброс на факел осуществляется постоянно во избежание попадания воздуха в факельную систему с последующим взрывом. Следовательно, в атмосферу постоянно выбрасываются продукты сгорания углеводородов, такие как CO_2 и H_2O . Углекислый газ и водяной пар задерживают тепло, излучаемое Землей, что способствует развитию парникового эффекта и, как следствие, – изменению климата.

Взрывоопасность обусловлена наличием на установке водородсодержащего газа, который при смешении с воздухом образует взрывоопасную смесь, называемую гремучим газом. Считается, что взрывоопасные концентрации водорода в смеси с кислородом возникают в интервале от 4 % до 95 % (по объему).

Пожароопасность обусловлена наличием легко воспламеняемых углеводородов, таких как пентан, гексан и их изомеры. В таблице 12 приведены некоторые показатели пожароопасности углеводородов, присутствующих на установке.

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Гужевский М.А.			<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		Охотникова Г.Г.				У	79	95
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.			<i>АмГУ ИКиИН 1107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

Таблица 12 – Показатели пожароопасности углеводородов

Углеводород/фракция	Т _{всп} , °С	Т _{свсп} , °С	Концентрационные пределы воспламенения, % по объему	
			нижний	верхний
Пентан	-44	286	1,47	7,7
Гексан	-7	230	1,2	7,5
Изо-пентан	-52	420	1,3	7,7
Изо-гексан	-32	264	1	7
ПГФ	-44	275	1,1	7,5

К химическим факторам относится влияние органических веществ, таких как пентан, гексан и их изомеры, на деятельность человека. Этот фактор регламентируется как предельно допустимая концентрация (ПДК). В таблице 13 представлены ПДК и класс опасности химических веществ присутствующих на установке [34].

Таблицы 13 – ПДК химических веществ

Компонент	ПДК в рабочей зоне, мг/м ³	Среднесменная ПДК, мг/м ³	Класс опасности
Пентан	300	900	4
Изопентан	300	900	4
Гексан	300	900	4
Изогексан	300	900	4

Наиболее существенным по вероятности проявления из перечисленных опасных факторов представляется возникновение пожара в результате утечки углеводородов вследствие разгерметизации трубопроводов и оборудования, с последующим их возгоранием. Также существует вероятность воспламенения внутри оборудования в результате возможных нарушений технологического режима.

3.1 Защита в случае возникновения пожара

В случае возникновения пожара с целью минимизации его негативного влияния на человека следует оснастить закрытые помещения на уста-

новке средствами обнаружения дыма и пламени, первичными средствами пожаротушения. Пожарные извещатели должны соответствовать требованию ГОСТ 34698-2020 «Извещатели пожарные. Общие технические требования. Методы испытаний» [35], их применение позволяет максимально быстро узнать о возникновении пожара, что поможет своевременно эвакуировать людей в безопасное место.

На установке также применяются насосы и компрессоры, находящиеся в закрытом помещении, которое называется машинным залом. В машинном зале также возможно возникновение пожара в случае воспламенения компрессорного или насосного масла. Для предотвращения пожара в таких помещениях применяют пенное пожаротушение. Пенное пожаротушение – комплекс действий с целью ликвидации возникшего пожара, при котором в качестве огнетушащего вещества используется раствор пенообразователя или смачивателя. Установки пенного пожаротушения позволяют эффективно изолировать горячее от окислителя и охладить очаг горения. При этом существенно сокращается расход воды и эффективно ограничивается распространение пламени. Принцип действия автоматической установки пенного пожаротушения базируется на генерации смеси, которая состоит из воды и специального вещества для образования густой пены, которая образуется посредством генераторов высокократной пены. Вода прекрасно охлаждает поверхность возгорания, а пена образует густой слой и перекрывает доступ кислорода.

В случае возникновения небольшого возгорания допустимо применение первичных средств пожаротушения соответствующих требованиям ГОСТ Р 59641-2021 «Средства противопожарной защиты зданий и сооружений. Средства первичные пожаротушения. Руководство по размещению, техническому обслуживанию и ремонту. Методы испытаний на работоспособность» [36], одним из таких средств является огнетушитель переносной порошковый ОП-10, представленный на рисунке 24.

Для предупреждения персонала о возникновении пожара по всему периметру установки необходимо установить пожарные громкоговорители

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						81
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

соответствующие СП 3.13130.2009 «Свод правил. Системы противопожарной защиты. Система оповещения и управления эвакуацией людей при пожаре. Требования пожарной безопасности» [37].



Рисунок 24 – Огнетушитель ОП-10

Для тушения пожара, произошедшего непосредственно на установке, рекомендуется применение лафетных вышек, соответствующих требованиям ГОСТ Р 55622-2013 «Системы безопасности комплексные. Стволы гидравлические лафетные с дистанционным управлением. Общие технические условия» [38]. Принцип действия данного оборудования следующий:

- при возникновении возгорания оператор лафетного ствола открывает затвор и направляет струю воды (или другого огнетушащего вещества) в сторону очага. Лафетный ствол может поворачиваться в горизонтальной и вертикальной плоскостях, что позволяет точно направить струю в нужное место.
- в некоторых моделях лафетных вышек предусмотрена автоматическая работа: при сигнале от датчиков пожара установка автоматически находит очаг, выдаёт команды на открытие водозапорного клапана и сканирование ствола в его направлении.

При возникновении пожара персонал должен действовать согласно плану локализации и ликвидации аварийных ситуаций.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		82

При этом необходимо:

- немедленно сообщить о пожаре диспетчеру завода (по прямому телефону) или в пожарную часть;
- оповестить о пожаре персонал объекта и других людей, находящихся на территории установки (при помощи громкоговорящей установки или голосом);
- провести эвакуацию людей и транспорта с территории объекта в безопасное место;
- прекратить поступление продуктов в зону горения: перекрыть задвижки, отключить насосы;
- принять другие меры по предотвращению распространения пожара: отключить систему вентиляции воздуха, закрыть двери в помещение, отключить электроэнергию и т.п.;
- принять меры по тушению пожара имеющимися стационарными системами пожаротушения (задействовать станцию пенотушения, лафетные вышки) и первичными средствами тушения пожара;
- организовать встречу аварийных подразделений.

3.2 Требования для обеспечения пожарной безопасности на предприятии

Согласно ГОСТ Р 12.3.047-2012 «Система стандартов безопасности труда. Пожарная безопасность технологических процессов. Общие требования. Методы контроля» [39] существует ряд мер по контролю и предотвращению возникновения пожаров на предприятии.

Для обеспечения безопасности и предотвращения возможности возникновения пожара необходимо провести комплексных мер, которые включают в себя:

- соблюдение норм технологического режима процессов;
- контроль за обеспечением исправного состояния и бесперебойной работы контрольно-измерительных приборов, систем автоматизации, сигнализации и блокировок;

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						83
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

- контроль за исправным состоянием оборудования, запорной арматуры, регулирующих и предохранительных клапанов;
- контроль за герметичностью оборудования;
- постоянное наличие азота для продувок;
- наличие заземления электрооборудования, аппаратов и трубопроводов;
- при остановке на ремонт отдельных единиц оборудования – отключение его от работающего оборудования и коммуникаций арматурой и заглушками, продувка не менее чем 5-ти кратным объемом азота;
- использование специализированных герметичных пробоотборных устройств;
- обеспечение персонала спецодеждой и индивидуальными средствами защиты.

Проведение регулярного обучения, тестирования и тренировки персонала всех служб по локализации и ликвидации аварий, а также способам защиты от поражающих факторов в чрезвычайных ситуациях.

Осуществления тренировочных и организационных мероприятий:

- разработка и утверждение плана эвакуации;
- регулярное проведение тренировок и учений;
- контроль за поддержанием противопожарных зон в надлежащем состоянии.

3.3 Расчет категории помещения по пожарной безопасности

Для расчета категории помещения по пожарной безопасности была использована методика, приведенная в Приказе МЧС РФ от 25.03.2009 N 182 (ред. от 09.12.2010) «Об утверждении свода правил. Определение категорий помещений, зданий и наружных установок по взрывопожарной и пожарной опасности» [40]. Помещение – машинный зал, то есть помещение, в котором располагаются насосы и компрессоры для перекачивания различных сред, в частности, углекислоты, используемых на установке. Ориентировочная площадь помещения 1000 м².

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		84

Избыточное давление взрыва вычисляется по формуле:

$$\Delta P = (P_{max} - P_0) \cdot \left(\frac{m \cdot z}{V_{св} \cdot \rho_{т.п.}} \right) \cdot \frac{100}{C_{СТ}} \cdot \frac{1}{K_H} \quad (189)$$

где: P_{max} – максимальное давление, развиваемое при сгорании стехиометрической газовой или паровой смеси в замкнутом объеме, равное 900 кПа;

P_0 – начальное давление, равное 101,3 кПа;

z – коэффициент участия горючих газов и паров в испарении, принимается равным 0,3;

m – масса паров легко воспламеняющихся жидкостей, вышедших в результате расчетной аварии в помещение, вычисляемая по формуле 194;

$V_{св}$ – свободный объем помещения, равный 1000 м³ (ввиду отсутствия точных данных свободный объем помещения допускается принимать равным 95 % от полного объема помещения);

K_H – коэффициент, учитывающий негерметичность помещения и неадиабатичность процесса горения, принимается равным 3;

$\rho_{т.п.}$ – плотность пара при расчетной температуре t_p , кг/м³, вычисляемая по формуле 190.

$C_{СТ}$ – стехиометрическая концентрация горючих газов или паров ЛВЖ и ГЖ, % (по объему), вычисляемая по формуле 191.

$$\rho_{т.п.} = \frac{M}{V_0 \cdot (1 + 0,00367 \cdot t_p)} \quad (190)$$

где M – молярная масса;

V_0 – мольный объем, 22,4 м³/кмоль;

t_p – расчетная температура ЛВЖ, 65 °С.

					ВКР.424527.180301.ПЗ	Лист
						85
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$C_{CT} = \frac{100}{1 + 4,84 \cdot \beta} \quad (191)$$

где, β – стехиометрический коэффициент реакции горения, в соответствии с формулой (192) равный:

$$\beta = n_c + \frac{n_H - n_X}{4} - \frac{n_O}{2} \quad (192)$$

где, n_C, n_H, n_X, n_O – число атомов С, Н, О и галлоидов в молекуле горючего.

$$m = m_p + m_{емк} + m_{окр} \quad (193)$$

где, m_p – масса жидкости, испарившейся с поверхности разлива;

$m_{емк}$ – масса жидкости, испарившейся с поверхностей открытых емкостей;

$m_{окр}$ – масса жидкости, испарившейся с поверхностей, на которые нанесён изменяемый состав.

При этом каждое из слагаемых формулы 193 находится по формуле 194:

$$m = W \cdot F_H \cdot T \quad (194)$$

где, W – интенсивность испарения, $\text{кг/с} \cdot \text{м}^2$, рассчитываемая по формуле 195;

F_H – площадь разлива, определяемая из расчёта, что один литр пролитой жидкости разливается на площади 1 м^2 , но не более площади помещения;

T – время испарения жидкости, 3600 с.

$$W = 10^{-6} \cdot P_H \cdot \eta \cdot \sqrt{M} \quad (195)$$

где, η – коэффициент зависимости от скорости и температуры воздушного потока, принимается равным 1;

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						86
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

P_n – давление насыщенного пара при расчетной температуре жидкости t_p , определяемое по справочным данным, кПа.

Далее выполняем расчет.

$$W_1 = 10^{-6} \cdot 1029 \cdot 1 \cdot \sqrt{72} = 0,0087 \text{ кг/с} \cdot \text{м}^2 \quad (196)$$

$$W_2 = 10^{-6} \cdot 445 \cdot 1 \cdot \sqrt{77} = 0,0039 \text{ кг/с} \cdot \text{м}^2 \quad (197)$$

$$m_1 = 0,0087 \cdot 1 \cdot 3600 = 31,44 \text{ кг} \quad (198)$$

$$m_2 = 0,0039 \cdot 1 \cdot 3600 = 14,07 \text{ кг} \quad (199)$$

$$m = 31,44 + 14,07 = 45,51 \text{ кг} \quad (200)$$

$$\beta = 6 + \frac{14}{4} = 9,5 \quad (201)$$

$$C_{CT} = \frac{100}{1 + 4,84 \cdot 9,5} = 2,13 \% \quad (202)$$

$$\rho_{т.п.} = \frac{72}{22,4 \cdot (1 + 0,00367 \cdot 65)} = 0,049 \text{ кг/м}^3 \quad (203)$$

$$\Delta P = (909 - 101) \cdot \left(\frac{45,51 \cdot 0,3}{950 \cdot 0,047} \right) \cdot \frac{100}{2,13} \cdot \frac{1}{3} = 3650 \text{ кПа} \quad (204)$$

Для того, чтобы присвоить помещению категорию А необходимо чтобы $\Delta P > 5$ кПа. Приведенные выше расчеты показывают значительное превышение указанного параметра, следовательно, для помещения «машинный зал» с уверенностью можно определить категорию взрывопожарной опасности А.

Ниже, в таблице 14, приведена схема норм обеспечения объектов руч-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						87
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

ными огнетушителями для класса опасности А. Таблица составлена на основании ППБ-01 2014.

Таблица 14 – Нормы обеспечения объектов ручными огнетушителями

Категория помещения по взрывопожарной и пожарной опасности	Пределная защищаемая площадь, м ²	Класс пожара	Огнетушители (штук) выбирается из любой из разрешенных вариантов							
			Пенные и водные (до 10 литров)	Порошковые (вместимость огнетушащего вещества в кг)			Хладонные (местимость 2 кг)	Углекислотные (вместимость огнетушащего вещества в кг)		Воздушноэмульсионные
				2	4	9		2	5 и 8	
А (повышенная взрывопожароопасность)	200	А (горение твердых в-в.)	2++	-	2+	1++	-	-	-	1++
		В (горение жидких в-в.)	4+	-	2+	1++	4+	-	-	1++
Б (взрывопожароопасность)		С (горение газообразных в-в.)	-	-	2+	1++	4+	-	-	1++
		Д (горение металлов)	-	-	2+	1++	-	-	-	1++
В (пожароопасность)		Е (горение эл/оборудования)	-	-	2+	1++	-	-	2++	-

Анализ приведенных в таблице данных позволяет заключить, что порошковые огнетушители являются самыми оптимальными и универсальными для помещений с данным классом опасности. Для помещения «машинный зал», предположительной площадью 1000 м², в соответствии с нормами потребуется 5 порошковых огнетушителей вместимостью 9 кг.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В условиях постоянного роста потребности в полимерных материалах, направленной на удовлетворение различных отраслевых нужд, переработку пентан-гексановой фракции можно рассматривать, как одно из ключевых направлений в химической технологии газопереработки. На АГПЗ в ходе проведения технологических процессов по переработке природного газа образуется значительное количество продукции, некоторая часть которой может продаваться как конечный продукт (гелий), другая часть используется для нужд завода (азот), а третья, куда относится и пентан-гексановая фракция, может в дальнейшем эффективно использоваться как основной компонент для производства мономеров, необходимых для создания высококачественных полимеров.

В ходе выполнения работы проведен анализ возможных процессов переработки пентан-гексановой фракции. Проведен анализ популярных технологий изомеризации таких как Penex, Anex, Par-Isom и Изомалк-2. В ходе анализа выявлено, что Изомалк-2 и его модификация Изомалк-2М являются наиболее перспективными процессами переработки пентан-гексановой фракции.

В соответствии с тематикой работы была проанализирована технологическая схема, установлено аппаратное оформление процессов Изомалк-2, и Изомалк-2М, а также выполнен расчет основного оборудования данных процессов.

С позиции охраны труда и пожарной безопасности наиболее опасным фактором установки является пожар. Рассмотрены первичные средства пожаротушения, которые могут применяться на установке. Приведен свод правил и мероприятий, которые рекомендуется соблюдать для минимизации факторов возникновения пожара. Расчетным методом установлен класс пожароопасности

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		Гужевский М.А.				у	89	95
<i>Пров.</i>		Охотникова Г.Г.						
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.						
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						
						АмГУ ИКиИН 1107-об гр.		

помещения и подобрано оборудование, которое необходимо использовать в производственных помещениях для соблюдения требований пожарной безопасности.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		90

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Новости Газпром [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://www.gazprom.ru/press/news/2022/december/article560214/> . – 20.05.2025.

2 Амурский газоперерабатывающий завод [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://www.gazprom.ru/projects/amur-gpp/> . – 20.05.2025.

3 Амурский ГПЗ: на Востоке страны появляется новое предприятие стратегического значения [Электронный ресурс]: офиц. сайт. – Режим доступа: <https://blagoveshchensk-pererabotka.gazprom.ru/press/about-company/2021/04/135/>. – 20.05.2025.

4 Кипер, Р.А. Свойства веществ : Справочник по химии / Р. А. Кипер. – Хабаровск, 2013. – 1016 с.

5 Пат. 2248342 Российская Федерация МПК С07С 5/13, С07С 5/22, С07С 9/18, С07С 9/21. Способ получения высокооктановой добавки бензина / Ю.А. Писаренко ; Московская государственная академия тонкой химической технологии им. М.В. Ломоносова. – № 2003137522/04 ; Заяв. 29.12.2003 ; Оpubл. 20.03.2005

6 Саламова, А. У. Современные методы получения изопрена / А. У. Саламова. // Молодой ученый. – 2021. – № 23 (365). – С. 84-86. – URL: <https://moluch.ru/archive/365/81808/> (дата обращения: 16.02.2025).

7 Никольский, Б.П. Справочник химика : Справочник / Б. П. Никольский. – 2 изд., – М. : Химия, 1965. – 1065 с.

8 Свойства органических веществ : Справочник / под ред. А. А. Потехина. – Л. : Химия, 1984. – 520 с.

9 Кудряшов, С.В. Окисление n-C₅-C₈ углеводородов и циклогексана в реакторе с барьерным разрядом / С.В. Кудряшов, А.Ю. Рябов, Г.С. Щеголева,

					ВКР.424527.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Гужевский М.А.			<i>Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		Охотникова Г.Г.				у	91	95
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.				<i>АмГУ ИКиИН 1107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

Е.Е. Сироткина // Известия Томского технического университета. – 2006. – с. 92-96.

10 Ахмадова, Х.Х. Синтезы на основе высших жирных кислот. История и становление / Х.Х. Ахмадова, И.И. Юсупова, Л.М. Мансураева // Вестник магистратуры. – 2022. – № 6-1. С. 12-14. URL: https://magisterjournal.ru/docs/VM129_1.pdf (дата обращения: 20.04.2025).

11 Ахметов, С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа : Учебное пособие для вузов / С.А. Ахметов. – Гилем, 2002. – 672 с.

12 Капустин, В.М. Справочник нефтепереработчика / В.М. Капустин, М.Г. Рудин, С.Г. Кукес. – М. : Химия, 2018. – 416 с.

13 Икрянников, Е.А. Повышение производительности блока гидроочистки сырья на установках изомеризации бензиновых фракций / Е.А. Икрянников, О.В. Анищенко // Вестник магистратуры. – 2020. – № 5-4. С. 143-147. URL: https://www.magisterjournal.ru/docs/VM104_3.pdf (дата обращения: 15.02.2025).

14 Шамин, М.В. Изомеризация легкой прямогонной нефти / М.В. Шамин // XVI Всероссийская научно-практическая конференция молодых ученых «РОССИЯ МОЛОДАЯ». – 2024. – URL: <https://science.kuzstu.ru/wp-content/Events/Conference/RM/2024/RM24/pages/Articles/073409.pdf> (дата обращения: 19.03.2025).

15 Кузьмина, Р.И. Изомеризация – процесс получения экологически чистых бензинов / Р.И. Кузьмина, М.П. Фролов. – Издательство Саратовского университета, 2008. – 88 с.

16 Казанцев, Е.О. Аналитический обзор катализаторов изомеризации легкой бензиновых фракций / Е.О. Казанцев // Вестник магистратуры. – 2019. – № 1-2. с. 17-22. URL: https://www.magisterjournal.ru/docs/VM88_2.pdf (дата обращения: 15.02.2025).

17 Арсланов, А.Н. Перспективы развития процесса изомеризации / А.Н. Арсланов, А.И. Абдуллин // Вестник Казанского технологического университета. – 2015. – С. 39-40.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
						92
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

18 Бигун, М.Д. Современное состояние и перспективы развития технологий изомеризации в процессах нефтепереработки / М.Д. Бигун, И.Л. Капинова // Естественные и технические науки. – 2020. – № 5 (143). – С. 119-121.

19 НПП «Нефтехим» [Электронный ресурс] : офиц. сайт. – Режим доступа : <https://nefthim.ru/>. – 20.03.2025.

20 Пат. 2176233 Российская Федерация МПК C07C 5/27 C10G 35/085. Способ изомеризации легких парафиновых углеводородов C₄-C₆ / А.Н Шакун, М.Л. Федорова ; ОАО “Научно-производственное предприятие Нефтехим” – № 2000114606/04 ; Заявл, 08.06.2000; Оpubл. 27.11.2001

21 Куприянова, А.В. Каталитическая изомеризация пентанов и гексанов / А.В. Куприянова // Вестник науки и образования. – 2017. – С.15-19.

22 Япаев, Р.Ш. Оптимизация процесса изомеризации пентан-гексановой фракции / Р.Ш. Япаев, Д.З. Хасанов // Universum: технические науки. – 2019. – № 12 (69). – URL: <http://7universum.com/ru/tech/archive/item/8470> (дата обращения: 15.02.2025).

23 Пат. 2654863 Российская Федерация МПК C07C 11/18, C07C 5/333. Способ получения изопрена / Р.Р. Гильмуллин, С.М. Зайцев, М.В. Березкина ; ПАО “Нижнекамскнефтехим” – № 2017133578 ; Заявл, 26.09.2016 ; Оpubл. 23.05.2018

24 Хакимуллин, Р.Р. Получение изопрена путем дегидрирования изопентана и изоамилена / Р.Р. Хакимуллин, А.А. Назаров, С.А. Вилохин. // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – С. 154-156.

25 Черный, И.Р. Производство мономеров и сырья для нефтехимического синтеза / И.Р. Черный. – М. : Химия, 1973. – 264 с.

26 Богачева, Т.М. Новые конкурентоспособные технологии получения мономеров / Т.М. Богачева, Л.М. Юнусова, К.В. Голованова // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – С. 82-84.

27 Пат. 2255096 Российская Федерация МПК C08F 136/08. Способ получения изопренового каучука / Г.Т. Щербань, Ю.И. Федотов, В.М. Башкирцев ; ООО “Тольяттикаучук” – № 2003114542/04 ; Заявл. 15.05.2003 ; Оpubл.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		93

27.06.2055

28 Романова, Р.Г. Моделирование процесса одностадийного дегидрирования изопентана в изопрен / Р.Г. Романова [и др.] // Вестник Казанского технологического университета. – 2009. – С. 23-32.

29 Бесков, В.С. Общая химическая технология и основы промышленной экологии : учебник для вузов / В.С. Бесков, В.С. Сафронов. – М. : Химия, 1999. – 472 с.

30 Евдокимова, Н.Г. Расчет реакторов технологических процессов получения компонентов автомобильных бензинов : Учебно-методическое пособие / Н.Г. Евдокимова [и др.]. – Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2011. – 58 с.

31 Калишук, Д.Г. Процессы и аппараты химической технологии. Расчет и проектирование массообменных аппаратов : учебное пособие для студентов учреждений высшего образования по химико-технологическим специальностям/ Д.Г. Калишук [и др.]. – Минск. : БГТУ, 2014. – 498 с.

32 ОСТ 26-01-108-85. Тарелки ситчато-клапанные колонных аппаратов. Параметры, конструкция и размеры. – Взамен ОСТ 26-01-108-79, ОСТ 26-01-125-81 ; введ. 01-01-1986. Приказом по всесоюзному промышленному объединению от 29.10.1985

33 Колонные аппараты. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1987. – 27 с.

34 ГОСТ 12.1.007-76 Система стандартов безопасности труда. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности. – введ. 1977–01–01. – М. : Станардинформ, 2007. – 7 с.

35 ГОСТ 34698-2020 Извещатели пожарные. Общие технические требования. Методы испытаний – введ. 2023–07–01. – М. : Станардинформ, 2021. – 126 с.

36 ГОСТ Р 59641-2021 Средства противопожарной защиты зданий и сооружений. Средства первичные пожаротушения. Руководство по размещению, техническому обслуживанию и ремонту. Методы испытаний на работоспособ-

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		94

ность. – введ. 2021–09–15. – М. : Российский институт стандартов, 2021. – 13 с.

37 СП 3.13130.2009 Свод правил. Системы противопожарной защиты. Система оповещения и управления эвакуацией людей при пожаре. Требования пожарной безопасности. – введ. 2009-05-01. – М. : МЧС России, 2009. – 10 с.

38 ГОСТ Р 55622-2013 Системы безопасности комплексные. Стволы гидравлические лафетные с дистанционным управлением. Общие технические условия. – введ. 2015–01–01. – М. : Стандартиформ, 2019. – 22 с.

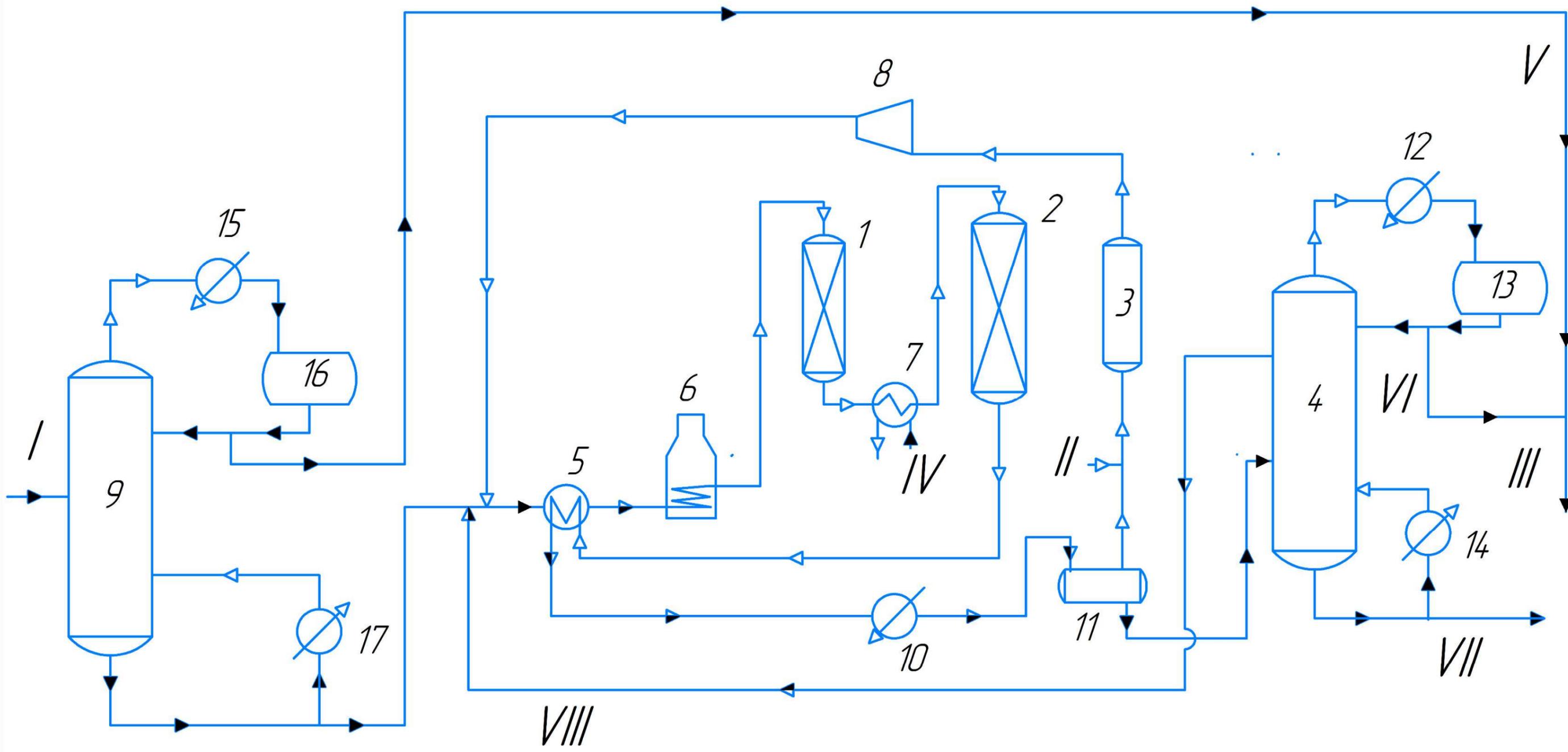
39 ГОСТ Р 12.3.047-2012 Система стандартов безопасности труда. Пожарная безопасность технологических процессов. Общие требования. Методы контроля. – Взамен ГОСТ Р 12.3.047-98 ; введ. 2014–01–01 – М. : Стандартиформ, 2014. – 53 с.

40 СП 12.13130.2009 Свод правил. Определение категорий помещений, зданий и наружных установок по взрывопожарной и пожарной опасности. – введ. 2009-05-01. – М. : МЧС России, 2009. – 46 с.

					<i>ВКР.424527.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		95

ВКР.424527.180301.ТС

Перв. примен.
Справ. №
Подп. и дата
Взам. инв. №
Инв. № дцкл.
Инв. № подл.
Подп. и дата
Изм. № подл.



Поз.	Обозначение	Кол.	Прим.
9,4	Ректификационная колонна	2	
1, 2	Реактор	2	
17, 14	Подогреватель	2	
15, 10, 12	Холодильник	3	
5, 7	Теплообменник	2	
16, 13	Рефлюксная емкость	2	
11	Сепаратор	1	
3	Адсорбер	1	
8	Компрессор	1	
6	Печь	1	

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.		Гужевский М.А.		
Пров.		Охотникова Г.Г.		
Т.контр.				
Н.контр.		Родина Т.А.		
Утв.		Гужель Ю.А.		

ВКР.424527.180301.ТС

Аппаратное оформление перспективных производств по переработке пентан-гексановой фракции Амурского ГПЗ

Технологическая схема установки изомеризации ПГФ

Лит.	Масса	Масштаб
У		
Лист 1	Листов 1	

АМГУ ИКШИН 1107-об

Копировал _____
Формат А3