

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

Инженерно-физический факультет  
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: Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газодифракционирования установки замедленного коксования.

Исполнитель

студент группы 618-об

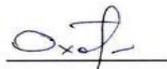


В.И. Быкова

(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 2020

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

Факультет Инженерно-физический  
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 Быковой Виктории Игоревны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования» утверждена Приказом от 30.04.2020 г № 810-уч
2. Срок сдачи студентом законченной работы 04.07.2020 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по гудрону – 95 т/ч. Литературные данные
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам замедленного коксования и методам очистки углеводородных газов. Характеристика сырья и готовой продукции установки замедленного коксования. Описание технологической схемы установки замедленного коксования. Технологический расчет оборудования – реакционных камер, тарельчатого и насадочного абсорберов
5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки замедленного коксования
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А. В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»
7. Дата выдачи задания 13.05.2020 г

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

Задание принял к исполнению 13.05.2020 г.



## РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 76 с., 5 рисунков, 10 таблиц, 104 формулы, 19 источников, 1 приложение, 1 лист графической части формата А1.

### УСТАНОВКА ЗАМЕДЛЕННОГО КОКСОВАНИЯ, БЛОК ГАЗОФРАКЦИОНИРОВАНИЯ, КОКС, СЖИЖЕННЫЕ УГЛЕВОДОРОДНЫЕ ГАЗЫ

В данной бакалаврской работе приведена оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования.

Рассмотрены назначение процесса, исходное сырье и продукты, целевые и побочные реакции, технологические параметры и контроль технологического процесса, так же рассмотрен процесс повышения эффективности блока газофракционирования установки замедленного коксования. В работе рассмотрены вопросы охраны труда на установке и производстве в целом, вредные и опасные производственные факторы, и пути уменьшения аварийных рисков.

Выполнен технологический расчет реакционных камер, тарельчатого и насадочного абсорберов.

Предложены 2 способа оптимизации схемы очистки сжиженных углеводородных газов блока газофракционирования установки замедленного коксования.

					ВКР.161855.180301.ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Быкова В.И			Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Охотникова. Г.Г				у	3	76
Н. Контр.		Родина. Т. А				АмГУ, ИФФ, гр. 618 - об		
Утв.		Гужель. Ю. А						

## СОДЕРЖАНИЕ

	Определения, обозначения, сокращения	5
	Введение	6
1	Литературный обзор	7
1.1	Установка замедленного коксования	7
1.2	Основные блоки установки замедленного коксования	9
1.3	Сырье процесса. Требования к сырью	11
1.4	Термические процессы переработки сырья	12
1.5	Блок газофракционирования	16
1.6	Очистка сжиженных углеводородных газов	18
2	Технологическая часть	27
2.1	Описание технологической схемы установки замедленного коксования	27
2.2	Технологический расчет	29
2.2.1	Расчет реакционных камер	29
2.2.2	Расчет тарельчатого абсорбера	35
2.2.3	Расчет насадочного абсорбера	49
3	Охрана труда и окружающей среды	67
3.1	Основные требования безопасности при эксплуатации блока газофракционирования на установке замедленного коксования	67
3.2	Воздействие на окружающую среду	67
3.3	Охрана окружающей среды	70
	Заключение	73
	Библиографический список	74
	Приложение А	76

					<b>ВКР.161855.180301.ПЗ</b>			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования	Лит.	Лист	Листов
Разраб.	Быкова В.И					у	4	76
Провер.	Охотникова. Г.Г					<b>АмГУ, ИФФ, гр. 618 - об</b>		
Н. Контр.	Родина. Т. А							
Утв.	Гужель. Ю. А							

## ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

ГПЗ – газоперерабатывающий завод

ГФУ – газофракционирующая установка

ДЭА – диэтаноламин

ЛГК – легкий газойль коксования

МДЭА – метилдиэтаноламин

МЭА – метилэтаноламин

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод

СВК – система выгрузки кокса

СУГ – сжиженные углеводородные газы

ТГК – тяжелый газойль коксования

УЗК – установка замедленного коксования

ШФЛУ – широкая фракция легких углеводородов

					<b>ВКР.161855.180301.ПЗ</b>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Разраб.	Быкова В.И					у	5	76
Провер.	Охотникова. Г.Г					<b>АмГУ, ИФФ, гр. 618 - об</b>		
Н. Контр.	Родина. Т. А							
Утв.	Гужель. Ю. А							

## ВВЕДЕНИЕ

Целью выпускной квалификационной работы является сбор и систематизация информации по работе установки замедленного коксования, блока газодифракционирования, а также поиск решения проблемы повышения очистки сжиженных углеводородных газов.

Для достижения цели были поставлены следующие задачи:

1. Изучить структуру работы установки замедленного коксования и блока газодифракционирования в ее составе, изучить принцип работы и управления технологическим процессом.
2. Предложить мероприятия, направленные на повышение эффективности работы блока газодифракционирования УЗК.
3. Выполнить технологический расчет и обосновать выбор основных аппаратов и оборудования.

Актуальность очистки сжиженных углеводородных газов, заключается в том, что, в последнее время, все чаще СУГ используется в качестве альтернативного топлива во многих отраслях. Таким образом очистка СУГ является актуальной проблемой нефтепереработки.

					<b>ВКР.161855.180301.ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.		Быкова В.И			Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газодифракционирования установки замедленного коксования	<b>Лит.</b>	<b>Лист</b>	<b>Листов</b>
Провер.		Охотникова. Г.Г				у	6	76
Н. Контр.		Родина. Т. А				<b>АмГУ, ИФФ, гр. 618 - об</b>		
Утв.		Гужель. Ю. А						

# 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

## 1.1 Установка замедленного коксования

Принцип работы УЗК заключается в обработке жидкого или твёрдого топлива, при нагревании и без доступа кислорода. После разложения топлива образуется твёрдый продукт – нефтяной или каменноугольный кокс и летучие продукты [1].

Установка замедленного коксования предназначена для производства следующих продуктов:

- 1) отходящих газов коксования,
- 2) пропан-пропилена,
- 3) бутан-бутилена,
- 4) нефти коксования,
- 5) легкого газойля коксования (ЛГК),
- 6) тяжелого газойля коксования (ТГК),
- 7) топливного кокса.

Первые промышленные заводы были созданы за рубежом и использовались в основном для изготовления дистиллятов. Кокс был побочным продуктом и расходовался в качестве топлива. В связи с совершенствованием электрометаллургии и прогрессированием технологии коксования кокс становился ценным целевым изделием нефтепереработки.

Особенностью условий эксплуатации установки замедленного коксования является использование различных смесей, которые остаются на установках вследствие переработки сырой нефти в качестве сырья. [2]

					<b>ВКР.161855.180301.ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.		Быкова В.И			Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газозофракционирования установки замедленного коксования	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Охотникова. Г.Г				у	7	76
Н. Контр.		Родина. Т. А			<b>АмГУ, ИФФ, зр. 618 - об</b>			
Утв.		Гужель. Ю. А						

Процесс промышленного коксования осуществляется на установках, следующих типов: периодическое коксование в коксовых кубах, замедленное коксование в камерах, непрерывное коксование в псевдоожиженном слое кося-носителя.

Замедленное (полунепрерывное) коксование является наиболее распространенным в мировом производстве.

Достоинствами установки замедленного коксования являются:

- 1) низкие капиталовложения по сравнению с величиной достижения глубины переработки (до 95 %) и выхода светлых нефтепродуктов (до 75 %);
- 2) высокая степень изучения и введения процесса коксования в мировой нефтепереработке;
- 3) относительная простота технологического процесса;
- 4) отсутствие катализатора для процесса.

Но, как и у всех процессов, помимо достоинств выделяют ряд недостатков:

- 1) высокая вероятность коксования змеевиков печи и куба колонны фракционирования;
- 2) сложность очистки сточных вод после гидравлической резки кокса водой;
- 3) возможные проблемы при выгрузке и транспортировке кокса, связанные с большим количеством движущихся механизмов;
- 4) контакт персонала с сыпучими/пыльными материалами, а так же выбросы в атмосферу.

На основании [3], существующие установки замедленного коксования представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Используемые установки замедленного коксования в Российской Федерации

Предприятие	Ввод в эксплуатацию, год	Проектная мощность по сырью, тыс. тонн в год
1	2	3
ОАО «Роснефть – Ангарская НХК», г. Ангарск	1970	600

1	2	3
ОАО «Роснефть – Комсомольский НПЗ», г. Комсомольск-на-Амуре	2012	1000
ООО «ЛУКОЙЛ – Волгоград-нефтепереработка», г. Волгоград	1966, реконструирован в 2009, 2011	600, 400, 1000
ООО «ЛУКОЙЛ – Пермнефтеорг-синтез», г. Пермь	1970, реконструирован в 2012	1000
ООО «Газпромнефть – Омский НПЗ», г. Омск	1971, реконструирован в 2017	2000
ОАО «НОВОЙЛ», г. Уфа	1956, реконструирован в 2009	700
ПАО «ТАНЕКО», г. Нижнекамск	2016	2000

## 1.2 Основные блоки замедленного коксования

Процесс замедленного коксования представляет собой непрерывный процесс при поступлении сырья на коксование и при выходе газообразных и дистиллятных продуктов, но циклическим по выгрузке кокса из камер [4].

УЗК включает в себя 2 основных блока работы:

- 1) фракционирование сырья и продуктов при помощи нагрева;
- 2) переработка кокса, а также его выгрузка и сортировка.

В зависимости от производительности УЗК различаются количеством коксовых камер и коксовых печей. На первых установках замедленного коксования использовались печи шатрового типа или камеры коксования с диаметром 4,6 м и высотой 27 м, работающие поочередно по одноблочному способу. На УЗК следующих поколений применялись двухблочные четырехкамерные, печи которые работали в парах. На действующих модернизированных УЗК применяются печи объемно-настильного и вертикально-факельного пламени камеры значительного диаметра (до 7,0 м) и высотой (до 30 м). Они обеспечивают большую степень механизации практического автоматизирования работ и процессов [5].

Типичный цикл работы камер (в ч):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						9
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Заполнение камер сырьем и коксование	24,0
Отключение камеры	0,5
Пропаривание	2,5
Охлаждение водой кокса и слив воды	4,0
Гидравлическая выгрузка кокса	5,0
Закрытие люков и испытание паров	2,0
Разогрев камеры парами нефтепродуктов	7,0
Резервное время	≈ 3,0
ИТОГО:	48,0

Подготовительные операции УЗК имеют продолжительность от 24 до 34 ч. Главным отличием от непрерывных процессов является то, что нефтехимические превращения происходят в нестационарном порядке с периодическими колебаниями величин процесса, времени и температуры продуктов, включая кокс по высоте камеры. Верхний слой кокса различается довольно высокой пористостью, малой механической прочностью и большим содержанием летучих веществ (кокс недококсован) [6,7].

В состав установки замедленного коксования входят:

- 1) блок коксовых камер – предназначен для получения кокса из гудрона, представляет собой реакционный аппарат цилиндрической формы. Имеет верхнее полушаровое днище и нижнее шарообразное. В коксовой камере происходит эндотермический процесс коксования нефтяного сырья благодаря теплу, которое создается в трубчатой печи. Камера коксовой печи работает циклически, каждый цикл длится приблизительно 48 часов и состоит из последовательных фаз коксования, пропаривания, охлаждения, опорожнения кокса, нагрева, циклических изменений температуры приблизительно на 500 °С;
- 2) печной блок – предназначен для нагрева сырья коксования;
- 3) блок колонн – предназначен для получения дистиллятных фракций; отделение газа от жидких нефтепродуктов и перекачка жидких нефтепродуктов;
- 4) компрессорная с реагентным хозяйством :сжатие углеводородных газов для получения сжиженных газов, приготовление реагентов;

- 5) блок обратного водоснабжения;
- 6) блок сбора и подготовки воды для гидрорезки кокса;
- 7) водяная насосная станция; подача воды для гидрорезки кокса;
- 8) транспорт и хранение кокса.

В Соответствии с регламентом [2], на УЗК предусматривается аминовая очистка от сероводородного газа собственной выработки, а также смесового неочищенного сжиженного углеводородного газа с установок ЭЛОУ – АВТ – 2, ЭЛОУ – АВТ – 3.

### **1.3 Сырье процесса. Требования к сырью**

Коксовое сырье может быть смесью одного или нескольких типов сырья, таких как вакуумные остатки, атмосферные остатки или смолы. Эта смесь поступает в установку через резервуар или непосредственно из других технологических установок [8,9].

Главными показателями качества сырья являются плотность, коксующесть по Конрадсону, количество серы и металлов, а так же групповой химический состав. Коксующесть сырья главным образом определяет выход кокса, изменяющийся почти линейно с этим показателем. При замедленном коксовании остающегося сырья выход кокса от коксующести сырья образует почти 1,6 %.

По наличию серы коксы подразделяют на малосернистые (до 1 %), средне-сернистые (до 1,5 %), сернистые (до 4 %) и высокосернистые (выше 4,0 %); по granulometric composition – на кусковой (фракция с размером кусков свыше 25 мм), «орешек» (фракция от 8 до 25 мм) и мелочь (менее 8 мм); по содержанию золы – на малозольные (до 0,5 %), средnezольные (от 0,5 % до 0,8 %) и высокозольные (более 0,8 %) [10].

Наличие серы в коксе практически линейно зависит от его количества в коксовой смеси. Кокс с малым содержанием серы получается из остатков нефти с малым содержанием серы в процессе гидрирования. Наличие серы в коксе стандартно всегда выше, чем наличие кокса в сырье. Наличие золы в коксе зависит от глубины обессоливания нефти перед переработкой.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

## 1.4 Термические процессы переработки сырья

Нефтяной кокс применяется в качестве восстановителя в химической технологии для приготовления анодов в металлургии, для получения карбидов  $Be_2C$ ,  $TiC$ , в воздушной и ракетной технике, в производстве абразивов и огнеупоров ( $SiC$ ,  $B_4C$ ,  $TiC$ ), в ядерной энергетике ( $B_4C$ ,  $ZrC$ ), а также в качестве сырья для получения конструкционных углеграфитовых материалов (для сооружения и футеровки химической аппаратуры и оборудования). Чистый углерод применяется в качестве замедлителя нейтронов в атомных реакторах [11].

Кокс – это твердое вещество с большим содержанием углерода. Наибольшая часть атомов углерода в коксе располагается в конденсированных ареновых структурах.

Качество и выход итоговых продуктов зависит от фракционного и химического состава сырья, а так же от условий коксования. Выход кокса из остатков первоначальной переработки нефти составляет до 25 %, а из вторичных продуктов – до 35 %.

Коксование тяжелых нефтяных остатков является одним из наиболее экономичных вариантов преобразования их в дистилляционное сырье.

Газы, имеющие состав, близкий к газам термического крекинга, могут служить сырьем для нефтехимической промышленности.

Бензин имеет плохое качество (октановое число от 60 до 67; содержание серы от 1% до 2 %); его нужно облагораживать с использованием гидроочистки и каталитического риформинга. Высокое (от 37% до 60 %) содержание ненасыщенных углеводородов в бензинах коксования делает их ценным сырьем для нефтехимической промышленности [8].

Существующие способы переработки нефти в современном мире делятся на две группы – первичные и вторичные (или недеструктивные и деструктивные).

Первичные процессы переработки нефтяного сырья включают в себя обессоливание и обезвоживание нефти, очистку нефти от механических примесей, стабилизацию нефти, разделение нефти на отдельные фракции по температурам кипения

и т.д. Эти процессы протекают без изменения структуры содержащихся в нефти углеводородов.

Вторичные процессы переработки сырья заключаются в том, что структура углеводородов, содержащихся в нефти, изменяется для получения различных нефтепродуктов и сырья для нефтехимической промышленности. Эти процессы далее подразделяются на термические и термокаталитические. Термические процессы включают в себя термический крекинг, пиролиз и коксование. К термокаталитическим относятся каталитический крекинг, риформинг, алкилирование, изомеризация, полимеризация, гидрокрекинг и гидроочистка. Данные процессы происходят по различным механизмам.

Термические процессы протекают при больших температурах с разрывом углеводородных связей по цепному свободно-радикальному механизму.

Процесс состоит из трех стадий:

- 1) инициирование цепи (образование свободных радикалов);
- 2) продолжение (рост) цепи;
- 3) обрыв цепи.

Инициирование цепи. Распад углеводородов на свободные радикалы в основном осуществляется по связи C – C. Энергия разрыва C – C – связи составляет 360 кДж/моль, а энергия C – H – связи 412 кДж/моль, в связи с чем в первую очередь идет разрыв C – C – связи.

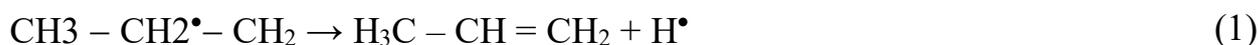
В нормальных алканах с длинной цепью энергия разрыва C – C – связей немного уменьшается к середине цепи. При температурах от 400 °C до 500 °C разрыв углеводородной цепи совершается посередине, а при более больших температурах может протекать разрыв и других связей [9].

Рассмотрим процесс термического распада на примере бутана.

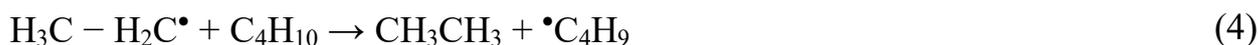
В следствии разрыва связи C – C образуются первичные свободные радикалы (инициирование цепи).

Продолжение (рост) цепи. Крупные относительно неустойчивые радикалы (C<sub>3</sub> и выше) самопроизвольно распадаются по правилу смещения с образованием

более устойчивых  $\cdot\text{CH}_3$  и  $\cdot\text{C}_2\text{H}_5$  радикалов или атомов водорода и соответствующей молекулы алкена.



Устойчивые в отношении распада, но крайне реакционноспособные  $\cdot\text{CH}_3$ ,  $\cdot\text{C}_2\text{H}_5$  и  $\text{H}\cdot$  радикалы вступают в реакцию с исходными молекулами, отщепляя атом водорода.



Бутильные радикалы потом распадаются по правилу смещения, а образовавшиеся небольшие радикалы вновь реагируют с исходными молекулами. Нарастает цепной процесс.



Обрыв цепи, совершается следующими реакциями:

а) рекомбинация свободных радикалов



б) диспропорционирование радикалов



В результате реакции (7) возможно образование  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$ ,  $C_2H_4$ ,  $C_3H_6$ .

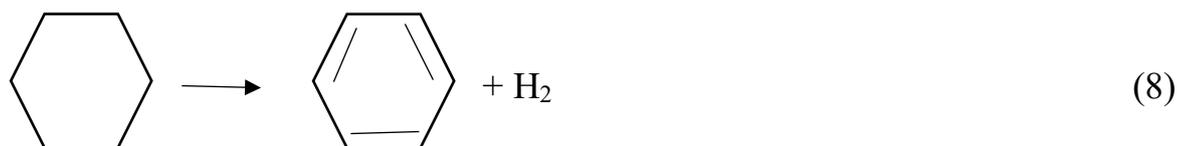
В процессе коксования тяжелых нефтяных остатков происходят те же реакции распада и синтеза, что и в условиях термического крекинга, т. е. образуются, с одной стороны, продукты более легкие, чем исходное сырье, такие, как газ, бензин, керосино-соляровые фракции, и с другой стороны, более тяжелые – кокс, но все эти реакции проходят глубже и полнее [12].

Углеводороды, входящие в состав нефти и нефтепродуктов, в условиях высоких температур подвергаются различным превращениям.

Наиболее предрасположены к реакциям уплотнения и образованию кокса ароматические углеводороды. В свою очередь предельные углеводороды подвергаются только реакциям распада, а нафтены занимают промежуточное положение. Значительную роль в реакциях коксообразования играют непредельные углеводороды, особенно когда они вступают в реакции соединения с ароматическими углеводородами.

Жидкие фракции коксования состоят из более легких продуктов, которые образуются из парафиновых и непредельных углеводородов под действием высокой температуры. Образование карбоидов осуществляется в результате вторичных реакций, в которые вступают непредельные углеводороды, получившиеся при распаде предельных углеводородов.

Нафтеновые углеводороды не образуют кокс, так как они мало способны к реакциям уплотнения. Вместе с реакцией распада нафтены подвергаются реакции дегидрогенизации (отщепления водорода), и превращаются в ароматические углеводороды:



Под действием высокой температуры ароматические углеводороды вступают в реакции конденсации, образуя многоядерные ароматические соединения. Таким

образом бензол при высоких температурах превращается в дифенил, который представляет собой продукт соединения двух бензольных ядер.

При коксовании непредельных углеводородов наиболее распространенными являются реакции распада, реакции уплотнения с ароматическими углеводородами и реакции циклизации.

Среди продуктов уплотнения, которые образуются при термических процессах переработки сырья, выделяют нейтральные нефтяные смолы и асфальтены. Их состав мало изучен, но известно, что они представляют собой смесь углеводородов высокого молекулярного веса, имеющих полициклическое строение.

Смолы представляют собой вязкие тягучие жидкости темно-красного или черного цвета, их удельный вес близок к единице. Они растворимы в петролейном эфире, бензине, бензоле, спирте. В их состав входят высокомолекулярные непредельные углеводороды.

Асфальтены являются твердыми хрупкими веществами черного цвета. Они большего уплотнения, чем смолы. При нагревании до 300 °С асфальтены разлагаются на газы и кокс. Они не растворяются в петролейном эфире и бензине, но набухают и растворяются в бензоле.

Карбоиды представляют собой конечный продукт уплотнения углеводородов. Они являются сложной смесью высокомолекулярных углеводородов полициклического строения. Это твердые вещества черного цвета. В отличие от асфальтенов они не растворимы не только в бензине и спирте, но и в бензоле. Нефтяной кокс на 90 % состоит из карбоидов.

Таким образом, образование кокса происходит не сразу, а через ряд промежуточных соединений, таких, как смолы и асфальтены.

### **1.5 Блок газофракционирования**

На газофракционирующих установках в разных сочетаниях комбинируются процессы разделения смеси газов на отдельные компоненты [10].

На стадии газоразделения верхние парообразные и жидкие продукты из фракционной колонны коксовой установки разделяются на обессеренный топливный газ,

сжиженный углеводородный газ (СУГ), насыщенный  $C_3$ , насыщенный  $C_4$ , и нефть коксования.

ГФУ входит в состав газоперерабатывающих заводов (ГПЗ), нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ), а так же нефтехимических и химических заводов.

Для разделения газовой смеси на отдельные компоненты используются следующие процессы:

- 1) ректификация;
- 2) конденсация;
- 3) адсорбция;
- 4) абсорбция.

Газофракционирующая установка состоит из следующих блоков:

- 1) блок компрессии;
- 2) блок абсорбции и ректификации.

Блок компрессии предназначен для компримирования жирного газа.

Блок абсорбции и ректификации необходим для извлечения нужных компонентов из газа, поступающего в абсорбер, а затем для разделения на фракции на блоке ректификации. На выходе получают: стабильный бензин, рефлюкс, сероводород, сухой газ и в зависимости от потребностей, фракции углеводородов  $C_3$ ,  $C_4$  и  $C_5$ .

Обоюдное разделение насыщенных и ненасыщенных углеводородов представляется нецелесообразным, так как ненасыщенные углеводороды представляют собой более ценными и их проще отобрать с наибольшей полнотой. Сырьем для ГФУ представляют собой жирный газ и нестабильный бензин каталитического крекинга [13].

Жидкие газовые конденсаты, которые получают из стабилизированных продуктов природного газа и очищенных нефтепродуктов, газа от пиролиза и крекинга, поступают в ГФУ.

Смеси углеводородов разделяются в аппаратах ректификационной колонны.

## 1.6 Очистка сжиженных углеводородных газов

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		17

Сжиженные углеводородные газы (СУГ) – это смесь сжиженных газов под давлением лёгких углеводородов с температурой кипения от 50 °С до 0 °С. Используется в качестве топлива, а так же в качестве сырья для органического синтеза. СУГ представляют собой смесь пропана, нормального бутана, изобутана, пропилена, этана, этилена и других углеводородов [13].

Существует большое количество способов очистки углеводородных газов, которые обычно делятся на три группы:

- 1) абсорбционные;
- 2) адсорбционные;
- 3) каталитические.

Наиболее распространенными являются методы абсорбции, которые можно использовать при низком начальном содержании примесей (от 3% до 5%), но в то же время допускают глубокую очистку газа.

Абсорбционные методы в зависимости от природы используемого абсорбента подразделяются на методы:

- 1) химической абсорбции (хемосорбции);
- 2) физической абсорбции;
- 3) комбинированные;
- 4) окислительные.

Процессы хемосорбции основаны на химическом взаимодействии сероводорода с активным компонентом абсорбента и характеризуются высокой селективностью по отношению к кислым примесям. Это обеспечивает высокую степень очистки от сероводорода.

Процессы физической абсорбции характеризуются высокой селективностью по отношению к кислотным компонентам и позволяют достигнуть значительной степени очистки от сероводорода. В отличие от методов хемосорбции, физическая абсорбция может предназначаться для извлечения сероуглерода и меркаптанов. Сле-

довательно, в отдельных случаях (при высоких парциальных давлениях кислых компонентов и когда тонкая очистка газа не необходима) наиболее экономичным является применять физические абсорбенты, использование которых позволяет снизить затраты на регенерацию.

Комбинированные процессы предполагают совместное использование физических и химических абсорбентов. Данный метод позволяет достичь тонкой очистки углеводородных газов не только от сероводорода и углекислого газа, а также и от органических соединений серы.

Процессы окисления построены на необратимом превращении сероводорода, который поглощается сорбентом, в элементарную серу. Сорбент представляет собой водно-щелочной раствор катализатора, в качестве которого, например, используется комплексное соединение хлорида железа с динатриевой солью этилендиаминтетрауксусной кислоты или горячий раствор соли мышьяка щелочного металла.

Адсорбционные методы очистки газов основаны на селективной экстракции сероводорода с применением твердых поглотителей. В процессе адсорбции сероводород либо вступает в химическое взаимодействие с адсорбентом (химическая адсорбция), либо удерживается физическими силами взаимодействия (физическая адсорбция). Трудности использования химической адсорбции заключаются в регенерации отработанного адсорбента. Физическая адсорбция отличается легкой регенерацией адсорбента и применяется в промышленности достаточно широко. Активированный уголь и синтетические цеолиты имеют огромное распространение в качестве адсорбентов, недостатками данных процессов очистки являются относительно высокие эксплуатационные расходы и полупериодичность процесса. Но, несмотря на недостатки, эти процессы часто используются для тонкой очистки газа от остаточных количеств сероводорода и иных кислых компонентов после предварительной очистки абсорбционным методом.

Каталитические методы очистки газа от кислых компонентов используются в тех случаях, когда в газе присутствуют соединения серы, которые не полностью

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						19
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

удаляются жидкими поглотителями или адсорбентами. В промышленности используются методы каталитического гидрирования, основанные на взаимодействии соединений серы с водородом (гидрирование) или паром (гидролиз). Катализаторы, применяемые в этих процессах, являются оксиды кобальта, никеля и молибдена, нанесенные на оксид алюминия. Главное место в мировой практике в области очистки газообразных углеводородов от кислотных компонентов взяли аминовые процессы. Эти процессы используются для очистки природного газа уже несколько десятилетий, но до сих пор являются основными и составляют примерно 70 % от общего числа установок.

ООО «РН – Комсомольский НПЗ» используются методы абсорбционной очистки. В качестве абсорбента применяют МДЭА [2].

Целью усовершенствования технико-экономических характеристик процесса очистки газа от кислых компонентов, в частности из-за снижения эксплуатационных расходов, является корректировка очистки диэтаноломином с использованием водного раствора смеси метилдиэтанолamina и диэтанолamina. Установлено, что оптимальное содержание ДЭА в смеси составляет от 30 % до 50 % [7]. Применение смешанного поглотителя данного состава позволяет в два раза понизить удельное потребление по сравнению с чистым раствором ДЭА, а так же изменить соотношение ДЭА/МДЭА в абсорбционном растворе, в зависимости от поставленной задачи с точки зрения степени очистки газа. Использование абсорбентов в смеси до 70% значительно менее коррозионно-активно.

Третичный амин (МДЭА) обладает высокой абсорбционной способностью по отношению к кислым газам  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$ . Из-за квазифизической природы поглощения для регенерации абсорбента требуются только очень небольшое количество энергии. Небольшое количество активатора смешивается с растворителем, что вызывает резкое увеличение кинетики поглощения  $\text{CO}_2$ .

Но, как и у всех способов очистки, у данного способа существуют свои достоинства и недостатки.

К достоинствам процесса можно отнести:

1) селективность по отношению к сероводороду, что позволяет более глубоко очищать поток сырья от  $H_2S$ ;

2) коррозионно-пассивный растворитель;

3) растворитель обладает химической и термической устойчивостью.

Недостатками процесса являются:

1) низкая скорость абсорбции  $CO_2$ ;

2) вспенивание абсорбента и уменьшение его поглотительной способности с течением времени;

3) высокая стоимость МДЭА (95 рублей за 1 кг абсорбента, на основании источника [14]).

На основании литературных данных и регламента [2], с учетом выявленных недостатков, предлагается провести оптимизацию процесса, с посредством замены используемого абсорбента на более дешевый и менее затратный, но абсолютно не уступающий в своих свойствах используемому амину.

В целях оптимизации предлагается замена амина (МДЭА) на МЭА или ДЭА в метаноле (так называемый процесс «Амизол»).

И замены тарельчатого абсорбера, который используется на Комсомольском НПЗ, на насадочный абсорбер, который выше по производительности, требует меньшего расхода абсорбента и минимальные затраты на обслуживание.

МЭА в метаноле поглощает  $H_2S$ ,  $CO_2$ , меркаптаны. Абсорбция протекает при  $35\text{ }^\circ\text{C}$ , а регенерация при  $80\text{ }^\circ\text{C}$ . Это приводит к небольшому расходу тепла по сравнению с водными растворами аминов. В летнее время практически никаких расходов на отопление не потребуется. Для сравнения: на Комсомольском НПЗ абсорбция происходит при  $35\text{ }^\circ\text{C}$ , регенерация при  $120\text{ }^\circ\text{C}$  [2].

На основании вышеизложенного можно сделать вывод о том, что замена МДЭА на процесс «Амизол» поможет обеспечить значительную экономию материальных затрат для очистки газа. В процессе проведенных исследований установлено, что снижение расходов до 30 % может быть достигнуто:

1) снижением поглощения тепла, что приведет к экономии энергоресурсов;

2) понижением коррозии оборудования и трубопроводов, уменьшение расходов на техническое обслуживание;

3) значительная экономия денежных средств (1 кг МДЭА стоит 95 рублей, в свою очередь 1 кг МЭА стоит 78 рублей).

В процессе «Амизол» абсорбентом служит раствор алканоаминов (МЭА и ДЭА) в метаноле. Абсорбция осуществляется при нормальной температуре, а регенерация раствора – при температурах не выше 80 °С.

Газ, поступающий на очистку, подается в абсорбер. Насыщенный сорбент без нагрева подается в регенератор, работающий при почти атмосферном давлении, где кислые газы отгоняются из растворителя вместе с парами метанола. После охлаждения регенерированный сорбент подается в абсорбер. Газ из верхней части регенератора поступает в водяной холодильник, в котором конденсируется метанол, и подается на орошение регенератора. Остаточный метанол удаляется из газов водой в промывочной колонне. Смесь метанола и воды разделяется в ректификационной колонне.

На рисунке 1 показана схема процесса «Амизол».

Таким образом, абсорбция происходит при 35 °С, а регенерация при 80 °С. Это позволяет понизить использование тепла по сравнению с ранее известными процессами и снизить затраты на теплообменную технику.

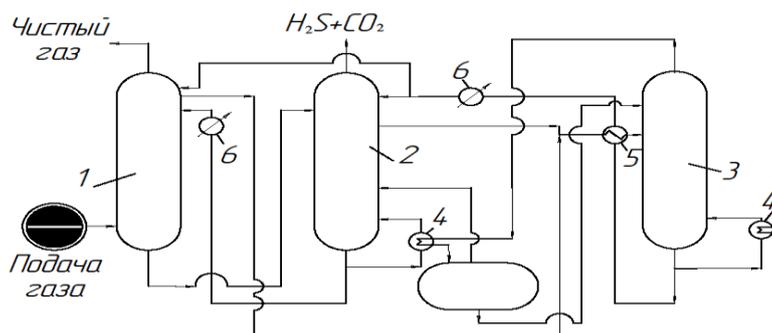


Рисунок 1 – Схема процесса «Амизол».

1 – абсорбер; 2 – регенератор; 3 – колонна ректификации метанола, 4 – кипятильники; 5 – теплообменник; 6 – холодильники.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата



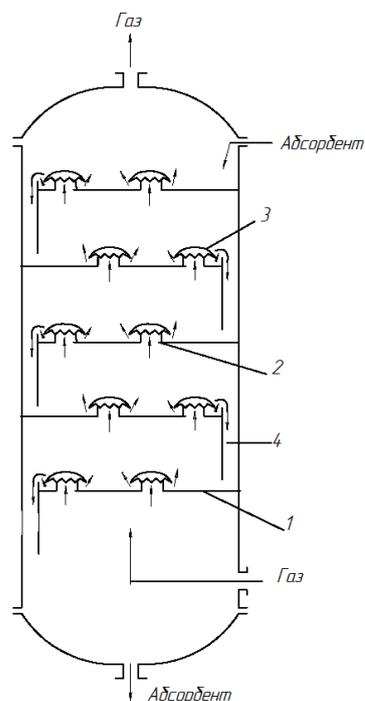


Рисунок 3 – Тарельчатый абсорбер с колпачковыми тарелками

1 – тарелки; 2 – патрубки; 3 – колпачки, с зубчатыми краями; 4 – переливные трубки.

Принцип действия данного абсорбера заключается в том, что абсорбент стекает с тарелки на тарелку по переливным трубкам, а смесь газов происходит снизу-вверх, барботируя через слой жидкости. При поступлении между зубьями колпачков газовый поток разбивается на множество малых пузырьков, что обеспечивает значительную поверхность соприкосновения газа и жидкости.

Тарелка работает следующим способом. Поступающая жидкость заполняет тарелку, а прорези колпачков при этом должны быть погружены в жидкость. Газ проходит через патрубки, щели колпачков и барботирует сквозь слой жидкости. Газ и жидкость взаимодействуют: жидкость движется по тарелке от переливного кармана к сливной перегородке и далее на расположенную ниже тарелку, а газ – вверх по оси колонны.

Основные недостатки тарельчатого абсорбера:

1) сложность конструкции;

2) высокие гидравлические сопротивление (т.е используются при абсорбции с повышенным давлением).

Рассмотрим насадочный абсорбер, предлагаемый для оптимизации установки замедленного коксования (рисунок 4).

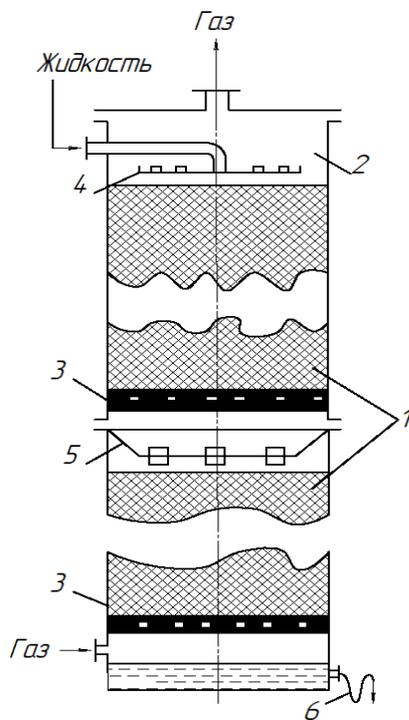


Рисунок 4 – Насадочный абсорбер

1 – насадка; 2 – колонна; 3 – опорная решетка; 4 – распределительное устройство;  
5 – перераспределитель жидкости; 6 – гидравлический затвор.

Насадочные абсорберы представляют собой колонны, которые заполнены насадкой – твёрдыми телами различной формы; при наличии насадки растет поверхность соприкосновения жидкости и газа увеличивается.

В насадочной колонне жидкость протекает по элементу насадки в виде тонкой плёнки, и, следовательно, поверхностью контакта фаз является смоченная поверхность насадки. В момент, когда жидкость течет с одного элемента насадки на другой, плёнка жидкости разрушается и на нижележащем элементе, при этом образуется новая плёнка. В этом случае часть жидкости протекает через расположенные ниже слои насадки в виде струек.

Преимущества насадочного абсорбера:

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						25
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

- 1) простота установки;
- 2) малая стоимость;
- 3) небольшое гидравлическое сопротивление.

В качестве насадки я предлагаю использовать кольца Рашига, по причине того, что это простые кольца без дополнительного оборудования. Эти кольца имеют малую стоимость и просты в производстве; они отлично зарекомендовали себя на практике и являются наиболее распространённым видом насадок. Насадки из колец Рашига производят как упорядоченными (при диаметре колец от 50 мм более), так и неупорядоченными (при диаметре от 10 до 50 мм). Способы укладки колец Рашига представлены на рисунке 5.

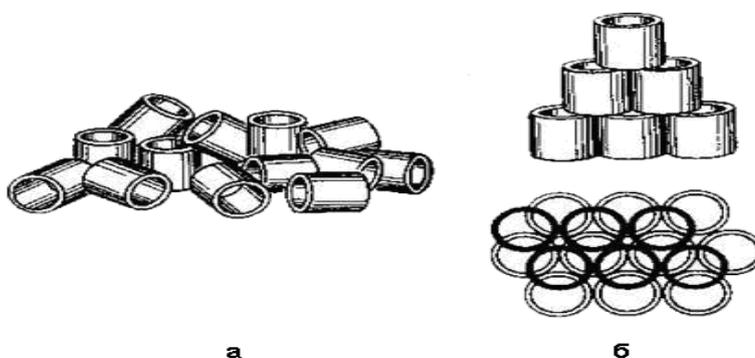


Рисунок 5 – Способы укладки колец Рашига  
а – неупорядоченно; б – упорядоченно.

## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1 Описание технологической схемы установки замедленного коксования

В приложении А представлена принципиальная технологическая схема установки замедленного коксования, в соответствии с [2].

Нагретое в печи коксования сырьё – газожидкостная смесь, направляется в нижнюю часть камер коксования Р-101А или Р-101В. Переключение подачи сырьевого потока из одной камеры в другую с использованием переключающего клапана поз. Кл-101, конструкция которого обеспечивает постоянство потока в момент переключения. На вводе сырьевого потока в коксовые камеры установлены задвижки с электроприводом и HZV 1119. Управление электрозадвижками осуществляется с местных панелей управления, нажатием соответствующей кнопки – "Откр." или "Закр.", а также предусмотрено их закрытие дистанционно из операторной.

Из камер коксования Р-101 А/В, пары с температурой не более 426 °С подаются в нижнюю часть колонны фракционирования К-101. Фракционирующая колонна разделяет пары, выходящие из камеры коксования, в газ и бензин коксовой печи.

Влажный газ из сборника верхнего продукта колонны фракционирования Е-105 через входной сепаратор компрессорной установки Е-132, в котором отделяется образовавшийся конденсат, поступает на первую ступень компримирования двухступенчатого центробежного компрессора влажного газа ЦК-101.

Отделившийся в сепараторе Е-132 углеводородный конденсат по уровню, с помощью контура регулирования уровня поз. LISA 3175, выводится в дренажный коллектор светлых нефтепродуктов и далее направляется в дренажную емкость Е-121/1.

					<b>ВКР.161855.180301.ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.		Быкова В.И			Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Охотникова. Г.Г				у	27	76
Н. Контр.		Родина. Т. А				<b>АМГУ, ИФФ, зр. 618 - об</b>		
Утв.		Гужель. Ю. А						

Секция очистки газов предназначена для очистки топливного газа собственной выработки и смесового неочищенного сжиженного углеводородного газа от сероводорода ( $H_2S$ ), поступающих из установки гидроочистки и сборника головного погона дебутанизатора Е-110.

Кислый топливный газ из абсорбера К-105 поступает в кубовую часть аминового скруббера К-106 под собственным давлением и в противотоке контактирует с регенерированным раствором МДЭА.

Из емкости Е-129 регенерированный раствор МДЭА насосом Н-116 А/В подается на орошение в аминовые скрубберы К-106 и К-108.

Регенерированный раствор амина подается на верхнюю тарелку аминового скруббера топливного газа К-106.

Насыщенный сероводородом раствор МДЭА стекает в кубовую часть скруббера К-106, откуда по уровню, через клапан поз. LV 3231 регулятора уровня поз. LIC 3231, насыщенный раствор амина направляется на регенерацию вместе с раствором амина выводимого на регенерацию из аминового скруббера СУГ К-108 Расход общего потока насыщенного раствора амина, направляемого на регенерацию, регистрируется по показаниям прибора поз. FQI 4197, а контроль температуры осуществляется по показаниям прибора поз. TI 1197.

Из аминового скруббера К-106 часть очищенного топливного газа через контур регулирования давления поз. PIC 2239 направляется в сепаратор топливного газа печи коксования Е-103 и во внутриустановочную сеть топливного газа, а остальная часть газа через регулирующий клапан поз. PV 2238 регулятора давления поз. PIC 2238 отводится к границе установки и направляется в общезаводскую сеть топливного газа. Предусмотрен контроль температуры и расхода топливного газа, направляемого к границе установки, по показаниям прибора поз. FQI 4238. На границе установки трубопровод топливного газа оборудован отсечным клапаном поз. UV 7092 и приборами для учета количества топливного газа.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

Сжиженный кислый углеводородный газ подается в нижнюю часть аминного скруббера сжиженного газа К-108. В результате контактирования с раствором МДЭА, происходит очистка сжиженного газа от сероводорода.

Насыщенный раствор амина выводится с кубовой части аминного скруббера сжиженного газа К-108 клапаном поз. LV 3224 контура регулирования уровня раздела фаз поз. LIC 3224 и направляется к границе установки совместно с другими потоками, а далее направляется на регенерацию в блок 2503.

Очищенный сжиженный углеводородный газ из верхней части скруббера направляется в коагулятор Е-111 для отделения увлеченного раствора амина.

В коагуляторе Е-111 происходит отделение раствора МДЭА, который собирается в нижней части коагулятора – отстойнике, от сжиженного углеводородного газа.

Сжиженный углеводородный газ из верхней части коагулятора Е-111 направляется для дальнейшей доочистки в емкость щелочной промывки Е-112.

После завершения цикла коксования рабочая камера Р-101А или Р-101В пропаривается водяным паром в течении 0,5 часа во фракционирующую колонну К-101, а затем подача потока паров переключается на колонну продувки К-110. Кроме того для отпарки воды, в колонну К-110 поступают влажный конденсат коксовых камер, откачиваемый насосом Н-108 А/В из емкости Е-102, некондиционные жидкие углеводороды, уловленные в резервуаре Е-117. Периодически в нижнюю часть колонны продувки поступают пары из емкости Е-102 по уравнивательной линии и дренажные стоки продувок от коксовых камер (самотеком).

## 2.2 Технологический расчет

### 2.2.1 Расчет реакционных камер

В качестве расчета вспомогательного оборудования, произведем расчет реакционных камер, по [15].

Исходные данные для расчета:

Производительность установки по гудрону  $G = 95$  т/ч;

Давление на входе сырья в камеру составляет  $P = 0,35$  МПа;

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

Температура сырья на входе в коксовые камеры  $t = 490 \text{ }^\circ\text{C}$ ;

В качестве турбулизатора используется водяной пар, в количестве 2,5 % (масс.) от сырья

Плотность коксового слоя  $\rho_{к.с} = 0,85 \text{ т / м}^3$ .

Диаметр камеры определяется по формуле (1):

$$D = 1,128 \cdot \sqrt{\frac{V_c}{w}}; \quad (1)$$

где  $V_c$  – объем сырья, поступающего в камеры,  $\text{м}^3 / \text{с}$ ;

$w$  – скорость паров в камере (Рекомендуемая скорость паров для коксуемых камер выбирается из интервала  $0,1 - 0,2 \text{ м / с}$ , в нашем случае примем  $0,15 \text{ м / с}$ ).

Объем сырья рассчитывается по формуле (2):

$$V_c = \left[ 22,4 \cdot \frac{273 + t}{273} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left( \frac{G_c}{M} + \frac{G_{в.п.}}{18} \right) \right]; \quad (2)$$

где  $T$  – температура сырья,  $^\circ\text{C}$ ;

$P_0$  – давление в камере рекомендованы значения от 0,18 до 3,6;

$G_c$  – количество сырья (из [2]  $G_c = 3,6 \text{ кг / с}$ );

$G_{в.п.}$  – количество водяного пара, из печи (из [2]  $G_{в.п.} = 2,77 \text{ кг / с}$ );

$M$  – молекулярная масса сырья, которая определяется исходя из формулы Войнова (3):

$$M = 60 + 0,3 \cdot t + 0,001 \cdot t^2; \quad (3)$$

$$M = 60 + 0,3 \cdot 490 + 0,001 \cdot 490^2 = 447,1 \frac{\text{г}}{\text{моль}}$$

$$V_c = \left[ 22,4 \cdot \frac{273 + 490}{273} \cdot \frac{0,19}{0,35} \cdot \left( \frac{3,6}{447,1} + \frac{2,77}{18} \right) \right] = 5,46 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

$$D = 1,128 \cdot \sqrt{\frac{5,46}{0,15}} = 6,8 \text{ м.}$$

Объем кокса, формирующегося в камере за 1 сутки, рассчитывается по формуле (4):

$$V'_k = \frac{G_k}{\rho_{kc}}; \quad (4)$$

$$V'_k = \frac{185,2}{0,850} = 217,9 \frac{\text{м}^3}{\text{сут}}$$

где  $G_k$  – производительность камеры по коксу, т/сут;

$\rho_{kc}$  – плотность коксового слоя (в зависимости от исходного сырья варьирует в пределах 0,850 – 1,05 т/м<sup>3</sup>).

Реакционный объем камеры определяется по формуле (5):

$$V_p = \frac{V_{\text{сырья}}}{U_c}; \quad (5)$$

где  $U_c$  – объемная скорость подачи сырья (из [2] принимаем 0,13 ч<sup>-1</sup>);

$V_{\text{сырья}}$  – объем сырья, поступающего в камеры, м<sup>3</sup> / ч.

Объем сырья, поступающего в камеры, определяется по формуле (6):

$$V_{\text{сырья}} = \frac{G_c}{\rho_c}; \quad (6)$$

$$V_{\text{сырья}} = \frac{7,60}{0,950} = 8 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

$$V_p = \frac{8}{0,13} = 61,54 \text{ м}^3.$$

Объем кокса, образующегося за 1 час, определяется по формуле (7):

$$V_k = \frac{V'_k}{24}; \quad (7)$$

$$V_k = \frac{217,9}{24} = 9,1 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Высота коксового слоя за 1 час рассчитывается по формуле (8):

$$h_k = \frac{V_k}{F}; \quad (8)$$

где  $F$  – площадь поперечного сечения коксовой камеры,  $\text{м}^2$ , рассчитывается через диаметр коксовой камеры по формуле (9):

$$F = \frac{\pi \cdot D^2}{4}; \quad (9)$$

$$F = \frac{3,14 \cdot 9,8^2}{4} = 75,4 \text{ м}^2.$$

$$h_k = \frac{9,1}{75,4} = 0,12 \text{ м/ч}.$$

Высота коксового слоя за сутки рассчитывается по формуле (10):

$$H_c = h_k \cdot 24; \quad (10)$$

$$H_c = 0,12 \cdot 24 = 2,88 \text{ м}.$$

Высота цилиндрической части определяется по формуле (11):

$$H_{\text{ц}} = \frac{V_p}{F}; \quad (11)$$

$$H_{ц} = \frac{61,54}{75,40} = 0,82 \text{ м.}$$

Для того, чтобы пена не попала в колонну, камеру заполняют коксом только на 70 %. Высоту вспученной массы рассчитываем, определив коэффициент вспучивания по эмпирическим формулам (12) или (13):

$$K_{вс} = 4,5 + 0,11 \cdot (486 - t); \quad (12)$$

$$K_{вс} = \frac{V_{вс}}{V_{к}} = \frac{h_2}{h_{к}}; \quad (13)$$

где  $K_{вс}$  – коэффициент вспучивания;

$t$  – температура сырья на входе в камеру, °С;

$V_{вс}$  – объем вспученной массы, м<sup>3</sup>;

$V_{к}$  – объем кокса, образующегося за 1 час, м<sup>3</sup>/ч;

$h_2$  – высота вспученной массы (пенного слоя), м;

$h_{к}$  – приращение высоты коксового слоя, м/ч.

$$K_{вс} = 4,5 + 0,11 \cdot (486 - 490) = 4,06.$$

Из соотношения проверим выполняется ли условие заполнения цилиндрической части камеры:

$$H_{ц} - 100 \% \qquad 0,82 - 100 \%$$

$$H_{с} - x \% \qquad 2,88 - x \%$$

$$x = \frac{2,88 \cdot 100}{0,82} = 351,22 \%$$

Если результат выше 100 %, то одной камеры недостаточно. Число камер удваиваем, так как в одних идет реакция, а из других в это время выгружают кокс. Исходя из полученного результата делаем вывод, что нам потребуется 6 камер.

Проверку общей высоты камеры определим по формуле (14):

$$H = h_k + h_2; \quad (14)$$

Высоту вспученной массы в камере определим по формуле (15):

$$h_2 = K_{bc} \cdot h_1; \quad (15)$$

$$h_2 = 4,06 \cdot 1,39 = 5,64 \text{ м.}$$

$$H = h_k + h_2 = 0,12 + 5,64 = 5,76 \text{ м.}$$

Общую высоту камеры с учетом высоты днищ определим по формуле (16):

$$H_n = H_{ц} + 2 \cdot \frac{D}{2}; \quad (16)$$

$$H_n = 0,82 + 2 \cdot \frac{9,8}{2} = 10,62 \text{ м.}$$

Определим общую продолжительность цикла коксования по формуле (17):

$$w = \frac{G}{\rho_{ч}}; \quad (17)$$

$$w = \frac{0,95}{850} = 0,0011 \text{ м}^3/\text{с.}$$

где  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность кокса в камере = 850 кг / м<sup>3</sup>, вычисляем время ее заполнения по формуле (18):

$$\tau = \frac{V_p}{w}; \quad (18)$$

$$\tau = \frac{61,54}{0,0011} = 15,5 \text{ ч.}$$

Сведем полученные характеристики в таблицу 2.

Таблица 2 – Полученные технические характеристики для коксовых камер

Показатель	Значение
Диаметр камеры (D), м	6,8
Высота камеры (H <sub>n</sub> ), м	10,62
Время заполнения камеры (τ), ч	15,5

### 2.2.2 Расчет тарельчатого абсорбера

Исходные данные, в соответствии с [2]:

Количество перерабатываемой смеси –  $V = 1,8 \text{ м}^3/\text{с}$ ;

Начальная концентрация SO<sub>2</sub> в смеси –  $y_{\text{н}} = 6,0 \text{ масс \%}$ ;

Конечная концентрация SO<sub>2</sub> в смеси –  $y_{\text{к}} = 0,4 \text{ масс \%}$ ;

Избыток абсорбента – 20 %, следовательно  $\varepsilon = \frac{100+20}{100} = 1,2$ ;

Давление абсорбции –  $\Pi = 141,5 \text{ кПа}$ ;

Температура абсорбции –  $t = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ ;

Начальная концентрация SO<sub>2</sub> в абсорбенте –  $x_{\text{н}} = 0 \text{ масс. \%}$ .

Начальную концентрацию SO<sub>2</sub> в газовой фазе рассчитываем по формуле

(19):

$$Y_H = \frac{M_{\text{возд}} \cdot y_H}{M_{\text{SO}_2} \cdot (1 - y_H)}; \quad (19)$$

где  $M_{\text{возд}}$  – молярная масса воздуха;

$y_H$  – начальная концентрация  $\text{SO}_2$  в смеси;

$M_{\text{SO}_2}$  – молярная масса  $\text{SO}_2$ .

$$Y_H = \frac{29 \cdot 6}{64 \cdot 94} = 289 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль } \text{SO}_2/\text{кмоль воздуха.}$$

Конечную концентрацию  $\text{SO}_2$  в газовой фазе определяем по формуле (20):

$$Y_K = \frac{M_{\text{возд}} \cdot y_K}{M_{\text{SO}_2} \cdot (1 - y_K)}; \quad (20)$$

где  $y_K$  – конечная концентрация  $\text{SO}_2$  в смеси.

$$Y_K = \frac{29 \cdot 0,4}{64 \cdot 0,6} = 30,2 \cdot 10^{-2} \text{ кмоль } \text{SO}_2/\text{кмоль воздуха.}$$

где  $X_H$  – начальная концентрация  $\text{SO}_2$  в жидкой фазе = 0 кмоль  $\text{SO}_2$ /кмоль воздуха (по условию).

Конечную концентрацию  $\text{SO}_2$  в жидкой фазе определим по формуле (21):

$$X_K = \frac{M_{\text{Воды}} \cdot x_K}{M_{\text{SO}_2}}; \quad (21)$$

$$X_K = \frac{18 \cdot 0,00205}{64} = 5,8 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль } \text{SO}_2/\text{кмоль воздуха.}$$

Константу фазового равновесия определяем по формуле (22):

$$\varphi = \frac{K}{P}; \quad (22)$$

где  $K$  – коэффициент Генри для водных растворов (для водного раствора  $SO_2$  при  $t = 35$  °С коэффициент Генри  $K = 42950$  мм рт. ст. = 5725 кПа);

$P$  – давление абсорбции,  $P = 141,5$  кПа (по условию).

$$\varphi = \frac{5725}{141,5} = 40,46.$$

Тогда уравнение равновесной линии будет иметь вид:

$$Y^* = \frac{40,46 \cdot X}{1 + X \cdot (1 - 40,46)} = \frac{40,46 \cdot X}{1 - 39,46 \cdot X}$$

Задаем значения  $X$  в пределах от 0 до  $5,8 \cdot 10^{-4}$  (т. е. от  $X_n$  до  $X_k$ ) и рассчитываем соответствующие  $Y^*$  по формуле и сводим в таблицу 3.

Таблица 3 – Расчетные данные для построения равновесной линии

Показатель	Значение		
$X$	$2,0 \cdot 10^{-4}$	$4,0 \cdot 10^{-4}$	$5,8 \cdot 10^{-4}$
$Y^*$	$81,5 \cdot 10^{-4}$	$164,4 \cdot 10^{-4}$	$240,1 \cdot 10^{-4}$

Принимаем расстояние между тарелками  $h_{MT} = 200$  мм.

Скорость газового потока определяем по формуле (23):

$$w = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}}; \quad (23)$$

где  $\rho_x$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_y$  – плотность газового потока, кг/м<sup>3</sup>;

$C$  – коэффициент, зависящий от типа тарелок и расстояния между тарелками.

Для колпачковых тарелок коэффициент  $C$  при  $h_{MT} = 200$  мм составит 0,023 [16].

Скорость газового потока равна:

$$w = 0,023 \cdot \sqrt{\frac{1000}{1,23}} = 0,65 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны определяем по формуле (24):

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot G_y}{\pi \cdot \rho_y \cdot w}}; \quad (24)$$

$$D_k = \sqrt{\frac{8,44}{3,14 \cdot 1,23 \cdot 0,65}} = 1,8 \text{ м.}$$

По [17;18] подбираем стандартную колонну диаметром  $D_k' = 1600$  мм.

Тогда действительная скорость газового потока будет равна (25):

$$w_d = \frac{D_k'^2}{D_k^2} \cdot w; \quad (25)$$

$$w_d = \frac{1,7^2}{1,8} \cdot 0,57 = 0,81 \text{ м/с.}$$

Исходя из полученных данных выбираем колпачковую тарелку типа ТСК – III (таблица 3). Периметр слива которой определяется по формуле (26):

$$P_{сл} = B + l; \quad (26)$$

где  $l$  – длина дуги сливного борта, м. Определим по формуле (27):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$l = \frac{2 \cdot \alpha}{360} \cdot \pi \cdot D_k; \quad (27)$$

где угол  $\alpha$  определяется по формуле (28):

$$\sin \alpha = \frac{B}{D_k}; \quad (28)$$

$$\sin \alpha = \frac{1,1}{1,8} = 0,61.$$

$$\alpha = 38^\circ.$$

Характеристика тарелок типа ТСК – III представлена в таблице 4.

Таблица 4 – Техническая характеристика тарелок типа ТСК – III

Наименование параметра	Условное обозначение	Единицы измерения	Величина
1	2	3	4
Площадь поперечного сечения колонны	$F_k$	$m^2$	2,54
Площадь паровых патрубков	$F_n$	$m^2$	0,29
Площадь сегментной переливной трубы	$F_c$	$m^2$	0,09
Отношение площади паровых патрубков к площади поперечного сечения колонны	$\frac{F_k}{F_n}$	%	11,4
Диаметр колпачка	$d_k$	мм	100
Число колпачков	$n$	шт	96
Высота колпачка	$h_n$	%	90

Продолжение таблицы 4

1	2	3	4
Высота прорези	$h_n$	мм	30
Число прорезей на колпачке	$n_n$	шт	36
Ширина прорези	$b$	мм	4
Площадь одной прорези	$F_{пр}$	$м^2$	0,00012
Наружный диаметр парового патрубка (толщина его стенки 3 мм)	$d_{пп}$	мм	70
Длина сливного борта	$B$	м	1,1

Длина дуги сливного борта будет равна:

$$l = \frac{2 \cdot 38}{360} \cdot 3,14 \cdot 1,8 = 1,19 \text{ м.}$$

Периметр слива равен:

$$P_{сл} = 1,1 + 1,19 = 2,29 \text{ м.}$$

Рассчитаем сопротивление тарелки по формуле (29):

$$\Delta P_T = \Delta P_{сух} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{гж}; \quad (29)$$

где  $\Delta P_{сух}$  – сопротивление сухой тарелки;

$\Delta P_{\sigma}$  – сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения;

$\Delta P_{гж}$  – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Определим сопротивление сухой тарелки по формуле (30):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \epsilon \cdot \frac{w_{\text{пр}}^2 \cdot \rho_{\text{у}}}{2}; \quad (30)$$

где  $\epsilon$  – коэффициент сопротивления;

$w_{\text{пр}}$  – скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, м/с;

$\rho_{\text{у}}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Скорость газа в прорезях колпачка определяется по формуле (31):

$$w_{\text{пр}} = a \cdot \sqrt{\frac{g \cdot \rho_{\text{х}} \cdot h_{\text{н}}}{\epsilon \cdot \rho_{\text{у}}}}; \quad (31)$$

где  $a$  – коэффициент для колпачковых тарелок, принимаем  $a = 1$ .

$$w_{\text{пр}} = 1 \cdot \sqrt{\frac{9,81 \cdot 1000 \cdot 0,03}{5 \cdot 1,63}} = 6 \text{ м/с.}$$

$$\Delta P_{\text{сух}} = 5 \cdot \frac{6^2 \cdot 1,63}{2} = 147 \text{ Па.}$$

Определим сопротивление газожидкостного слоя на тарелке по формуле (32):

$$\Delta P_{\text{гж}} = 1,3 \cdot g \cdot k \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot \left(1 + \frac{h_{\text{н}}}{2} + \Delta h\right); \quad (32)$$

где  $k = 0,5$  – отношение плотности пены к плотности жидкости;

$l = 0,02$  – расстояние от верхнего края прорези до сливного порога, м;

$\Delta h$  – высота уровня жидкости над сливным порогом, м.

Высота уровня жидкости определяется по формуле (33):

$$\Delta h = \left( \frac{V_{\text{ж}}}{1,85 \cdot \Pi_{\text{сл}} \cdot k} \right)^{\frac{2}{3}}; \quad (33)$$

где  $V_{\text{ж}}$  – объемный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с.

Определим объемный расход жидкости по формуле (34):

$$V_{\text{ж}} = \frac{L}{\rho_{\text{ж}}}; \quad (34)$$

$$V_{\text{ж}} = \frac{58,5}{1000} = 0,0585 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Высота уровня жидкости над сливным порогом составит:

$$\Delta h = \left( \frac{0,0585}{1,85 \cdot 2,29 \cdot 0,5} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,09 \text{ м}.$$

$$\Delta P_{\text{гж}} = 1,3 \cdot 9,81 \cdot 0,5 \cdot 1000 \cdot \left( 0,02 + \frac{0,03}{2} + 0,09 \right) = 797 \text{ Па}.$$

Определяем сопротивление, вызванное силами поверхностного натяжения по формуле (35):

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_{\text{э}}}; \quad (35)$$

где  $\sigma$  – поверхностное натяжение жидкости, Н/м, ( $\sigma_{\text{H}_2\text{O}} = 73 \cdot 10^{-3}$  Н/м);

$d_{\text{э}}$  – эквивалентный диаметр отверстия, м.

Для колпачковых тарелок диаметр определяется по формуле (36):

$$d_3 = \frac{4 \cdot f}{\Pi} = \frac{4 \cdot b \cdot h_{\Pi}}{2 \cdot (b + h_{\Pi})}; \quad (36)$$

где  $b$  – ширина прорези, м;

$h_{\Pi}$  – высота прорези, м.

$$d_3 = \frac{4 \cdot 0,004 \cdot 0,03}{2 \cdot (0,004 + 0,03)} = 0,007 \text{ м.}$$

Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 73 \cdot 10^{-3}}{0,007} = 41,7 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление тарелки будет равно:

$$P_T = 147 + 41,7 + 797 = 985,7 \text{ Па.}$$

Проверим, соблюдается ли принятое расстояние между тарелками  $h = 0,2$  м.

$$h_{\text{MT}} > 1,8 \cdot \frac{\Delta P_T}{\rho_{\text{ж}} \cdot g} = 1,8 \cdot \frac{985,7}{1000 \cdot 9,81} = 0,181 \text{ м.}$$

Так как  $0,181 < 0,2$ , то вышеуказанное условие выполняется.

Рассчитаем коэффициент массопередачи  $K_y$  по формуле (37):

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}}; \quad (37)$$

где  $\beta_y$  – коэффициент массоотдачи в газовой фазе;

$\beta_x$  – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе;

$\varphi$  – константа фазового равновесия.

Коэффициент массоотдачи для колпачковых тарелок в газовой фазе определяется по формуле (38):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} w_y^{1,32} \cdot \Delta P_x; \quad (38)$$

где  $\Delta P_x$  – сопротивление жидкости на тарелке, Па.

Сопротивление жидкости на тарелке определяется по уравнению (39):

$$\Delta P_x = \Delta P_{\text{ст}} + \Delta P_{\sigma}; \quad (39)$$

Сопротивление жидкости на тарелке:

$$\Delta P_x = 797 + 41,7 = 838,7 \text{ Па.}$$

Коэффициент массоотдачи для колпачковых тарелок в газовой фазе:

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} \cdot 0,51^{1,32} \cdot 838,7 = 0,154 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}}$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для колпачковых тарелок определяется по формуле (40):

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \cdot w_y^{0,79} \cdot \Delta P_x; \quad (40)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \cdot 0,51^{0,79} \cdot 838,7 = 1,659 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}}$$

Тогда коэффициент массопередачи составит:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,154} + \frac{40,5}{1,659}} = 0,0324 \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль } \text{SO}_2}{\text{кмоль воздуха}}}$$

Определим число единиц переноса одной тарелки по формуле (41):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						44
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$m_{\text{ут}} = \frac{K_Y \cdot S_T}{G'_{\text{возд}}}; \quad (41)$$

где  $G'_{\text{возд}}$  – мольный расход воздуха, определяется по формуле (42):

$$G'_{\text{возд}} = \frac{G_{\text{возд}}}{M_{\text{возд}}}; \quad (42)$$

$$G'_{\text{возд}} = \frac{2,11}{29} = 0,073 \frac{\text{кмоль воздуха}}{\text{с}}.$$

$$m_{\text{ут}} = \frac{0,0324 \cdot 2,36}{0,073} = 1,046.$$

Далее находим  $e^{m_{\text{ут}}}$  по выражению (43):

$$e^{m_{\text{ут}}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{A_i \cdot C_i}{B_i \cdot C_i}; \quad (43)$$

где  $A_i \cdot C_i$  – величина  $i$ -го вертикального отрезка между равновесной линией и рабочей;

$B_i \cdot C_i$  – величина  $i$ -го вертикального отрезка между равновесной линией и кинетической линией рабочих концентраций.

$$e^{m_{\text{ут}}} = \frac{Y_{n+1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{A_i \cdot C_i}{B_i \cdot C_i} = e^{1,046} = 2,847.$$

$$B_i \cdot C_i = \frac{A_i \cdot C_i}{2,847} = 0,351 \cdot A_i \cdot C_i.$$

Определим высоту колонны по формуле (44):

$$H_K = H + Z_B + Z_H; \quad (44)$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						45
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

где  $Z_B$  и  $Z_H$  – соответственно высота верхней и нижней частей колон, м. Принимаем  $Z_B = 1,0$  м,  $Z_H = 2,0$  м.

Действительное число тарелок будет равно  $N_{ТД} = 23$ .

Высота тарельчатой части колонны определяется по (45):

$$H = h_{MT} \cdot (N_{ТД} + 1); \quad (45)$$

Подставим уравнение (45) в уравнение (44) и получим (46):

$$H_K = h_{MT} \cdot (N_{ТД} + 1) + Z_B + Z_H; \quad (46)$$

$$H_K = 0,3 \cdot (23 + 1) + 1,0 + 2,0 = 10,2 \text{ м.}$$

Определим гидравлическое сопротивление тарельчатой части колонны по формуле (47):

$$\Delta P = N_{ТД} \cdot \Delta P_T; \quad (47)$$

$$\Delta P = 23 \cdot 989 = 22747 \text{ Па.}$$

Расход абсорбента определяем по формуле (48):

$$L = \frac{G_{SO_2} \cdot \varepsilon}{x_K - x_H}; \quad (48)$$

где  $x_H$  и  $x_K$  – начальная и конечная концентрации  $SO_2$  в абсорбенте.

Конечная концентрация  $SO_2$  в абсорбенте определяется по формуле (49):

$$x_K = \frac{M_{SO_2} \cdot x_K^*}{M_{H_2O} \cdot (1 - x_K^*)}; \quad (49)$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						46
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

где  $x_K^*$  – мольная доля  $SO_2$  в абсорбенте с начальной концентрацией  $SO_2$  в газовой фазе, определяется по формуле (50):

$$x_K^* = \frac{y_{н.г} \cdot \Pi}{K}; \quad (50)$$

Начальная концентрация  $SO_2$  в газовой смеси определяется по формуле (51):

$$y_{н.г} = \frac{\frac{y_H}{M_{SO_2}}}{\frac{y_H}{M_{SO_2}} + \frac{100 - y_H}{M_{возд}}}; \quad (51)$$

где  $y_H = 6,0 \%$  масс –  $SO_2$  в смеси (по условию);

$M_{SO_2} = 64$  кг/кмоль – молекулярная масса  $SO_2$ ;

$M_{возд} = 29$  кг/кмоль – молекулярная масса воздуха.

$$y_{н.г} = \frac{\frac{6}{64}}{\frac{6}{64} + \frac{100 - 6}{29}} = 0,028 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}.$$

$$x_K^* = \frac{0,028 \cdot 141,5}{5725} = 0,0006 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}.$$

Определяем конечную концентрацию  $SO_2$ :

$$x_K = \frac{64 \cdot 0,0006}{18 \cdot (1 - 0,0006)} = 2,13 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг } SO_2}{\text{кг } H_2O}.$$

Количество поглощаемого сернистого газа ( $SO_2$ ) определяется по формуле (52):

$$G_{\text{SO}_2} = \frac{V \cdot y_{\text{H}} \cdot M_{\text{SO}_2} \cdot \alpha}{22,4}; \quad (52)$$

где  $y_{\text{H}}$  – начальная концентрация  $\text{SO}_2$  в газовой смеси;

$M_{\text{SO}_2}$  – молярная масса  $\text{SO}_2$  кг/моль;

$\alpha$  – коэффициент извлечения  $\text{SO}_2$ .

Коэффициент извлечения  $\text{SO}_2$  рассчитывается по формуле (53):

$$\alpha = \frac{y_{\text{H}} - y_{\text{K}}}{y_{\text{H}}}; \quad (53)$$

$$\alpha = \frac{6 - 0,4}{6} = 0,933.$$

$$G_{\text{SO}_2} = \frac{1,6 \cdot 0,028 \cdot 64 \cdot 0,933}{22,4} = 0,12 \text{ кг/с.}$$

Определяем расход абсорбента:

$$L = \frac{0,12 \cdot 1,2}{2,13 \cdot 10^{-3}} = 67,6 \text{ кг/с.}$$

Действительная концентрация  $\text{SO}_2$  на выходе из абсорбера определяется по формуле (54):

$$x_{\text{д.к}} = \frac{G_{\text{SO}_2}}{L}; \quad (54)$$

$$x_{\text{д.к}} = \frac{0,12}{67,6} = 0,0018 \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг H}_2\text{O}}.$$

Сведем полученные характеристики в таблицу 5.

Таблица 5 – Полученные технические характеристики для тарельчатого абсорбера

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		48

Показатель	Значение
Диаметр колонны ( $D_k$ ), м	1,6
Высота колонны ( $H_k$ ), м	10,2
Число тарелок ( $N_{тд}$ ), шт	23
Тип тарелок	Полпачковые тарелки типа ТСК – III
Расход абсорбента (L), кг/с	67,6

### 2.2.3 Расчет насадочного абсорбера

Поглощаемое количество  $SO_2$  определяется по формуле (52):

$$G_{SO_2} = \frac{V \cdot y_H \cdot M_{SO_2} \cdot \alpha}{22,4}; \quad (52)$$

где  $y_H$  – начальная концентрация  $SO_2$  в газовой смеси;

$M_{SO_2}$  – молярная масса  $SO_2$  кг/моль;

$\alpha$  – коэффициент извлечения  $SO_2$ .

Начальная концентрация  $SO_2$  определяется по формуле (51):

$$y_{H.г} = \frac{\frac{y_H}{M_{SO_2}}}{\frac{y_H}{M_{SO_2}} + \frac{100 - y_H}{M_{возд}}}; \quad (51)$$

где  $y_H = 6,0$  % масс –  $SO_2$  в смеси (по условию);

$M_{SO_2} = 64$  кг/кмоль – молярная масса  $SO_2$ ;

$M_{возд} = 29$  кг/кмоль – молярная масса воздуха.

$$y_{H.г} = \frac{\frac{6}{64}}{\frac{6}{64} + \frac{100 - 6}{29}} = 0,028 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}$$

Коэффициент извлечения  $SO_2$  рассчитывается по формуле (53):

$$\alpha = \frac{y_H - y_K}{y_H}; \quad (53)$$

$$\alpha = \frac{6 - 0,4}{6} = 0,933.$$

$$G_{SO_2} = \frac{1,6 \cdot 0,028 \cdot 64 \cdot 0,933}{22,4} = 0,12 \text{ кг/с.}$$

Расход абсорбента определяется по формуле (48):

$$L = \frac{G_{SO_2} \cdot \varepsilon}{x_K - x_H}; \quad (48)$$

где  $x_H$  и  $x_K$  – начальная и конечная концентрации  $SO_2$  в абсорбенте.

Конечная концентрация  $SO_2$  в абсорбенте определяется по формуле (49):

$$x_K = \frac{M_{SO_2} \cdot x_K^*}{M_{H_2O} \cdot (1 - x_K^*)}; \quad (49)$$

где  $x_K^*$  – мольная доля  $SO_2$  в абсорбенте с начальной концентрацией  $SO_2$  в газовой фазе, определяется по формуле (50):

$$x_K^* = \frac{y_{H.g} \cdot P}{K}; \quad (50)$$

где  $K$  – коэффициент Генри для водных растворов (для водного раствора  $SO_2$  при  $t = 35 \text{ }^\circ\text{C}$  коэффициент Генри  $K = 42950 \text{ мм рт. ст.} = 5730 \text{ кПа}$ );

$P$  – давление абсорбции,  $P = 141,5 \text{ кПа}$  (по условию).

$$x_K^* = \frac{0,028 \cdot 141,5}{5725} = 0,00069 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль } (SO_2 + H_2O)}.$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						50
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Определяем конечную концентрацию SO<sub>2</sub>:

$$x_k = \frac{64 \cdot 0,00069}{18 \cdot (1 - 0,00069)} = 2,46 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг H}_2\text{O}}$$

Определяем расход абсорбента:

$$L = \frac{0,12 \cdot 1,2}{2,46 \cdot 10^{-3}} = 58,4 \text{ кг/с.}$$

Действительная концентрация SO<sub>2</sub> на выходе из абсорбера определяется по формуле (54):

$$x_{\text{д.к}} = \frac{G_{\text{SO}_2}}{L}; \tag{54}$$

$$x_{\text{д.к}} = \frac{0,12}{58,4} = 0,00205 \frac{\text{кг SO}_2}{\text{кг H}_2\text{O}}$$

С помощью [16], в качестве насадки выбираем кольца Рашига представляющие собой простые кольца без дополнительных устройств.

Керамические кольца Рашига размером 25 × 25 × 3 мм;

Удельная поверхность – σ = 208 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

Свободный объем – V<sub>св</sub> = 0,76 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

Масса насадки – G<sub>нас</sub> = 522 кг/м<sup>3</sup>;

Эквивалентный диаметр –  $d_э = \frac{4 \cdot V_{\text{св}}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,76}{208} = 0,0146 \text{ м.}$

Рабочая скорость газа в абсорбере определяется по формуле (55):

$$Re'_y = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G_y}{L}\right)^{0,43}; \tag{55}$$

Скорость газа определяется по формуле (56):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						51
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$w = \frac{Re'_y \cdot \mu_y}{d_3 \cdot \rho_y}; \quad (56)$$

где  $\mu_y$  – вязкость газовой смеси при рабочих условиях, Па·с.

Из [18, с. 292], определим рабочую скорость газа по формуле (57):

$$w = (0,6 \div 0,85) \cdot w_0; \quad (57)$$

Скорость газа  $w_0$ , определяется по формуле (58):

$$\lg \left[ \frac{w_0^2 \cdot \sigma \cdot \rho_y \cdot \mu_x^{0,16}}{g \cdot V_{CB}^3 \cdot (\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{L}{G_y} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125}; \quad (58)$$

где  $\rho_y$  – средняя плотность газовой фазы, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_x$  – вязкость воды, мПа;

$\rho_x$  – плотность воды, кг/м<sup>3</sup>;

$L$  – расход абсорбента кг/с;

$G_y$  – расход газа, кг/с.

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле (59):

$$\rho_y = \rho_{см}^{ср} \cdot \frac{T_0 \cdot П}{T \cdot П_0}; \quad (59)$$

где  $\rho_{см}^{ср}$  – средняя плотность газовой смеси при рабочих условиях кг/м<sup>3</sup>;

$T_0 = 273$  К;

$T$  – температура, К;

$П_0 = 760$  мм рт.ст.

Рассчитаем конечную концентрацию SO<sub>2</sub> по формуле (60):

$$y_{к.к} = \frac{\frac{y_{к}}{M_{SO_2}}}{\frac{y_{к}}{M_{SO_2}} + \frac{100 - y_{к}}{M_{возд}}}; \quad (60)$$

где  $y_{к} = 0,4$  % масс – конечная концентрация  $SO_2$  в смеси.

$$y_{к.к} = \frac{\frac{0,4}{64}}{\frac{0,4}{64} + \frac{100 - 0,4}{29}} = 0,0018 \frac{\text{кмоль } SO_2}{\text{кмоль смеси}}$$

$$y_{SO_2}^H = 0,025; y_{SO_2}^B = y_{к.к}$$

Средняя концентрация  $SO_2$  определяется по формуле (61):

$$y_{SO_2}^{cp} = \frac{y_{SO_2}^H + y_{SO_2}^B}{2}; \quad (61)$$

$$y_{SO_2}^{cp} = \frac{0,025 + 0,0018}{2} = 0,013.$$

Средняя концентрация воздуха определяется по формуле (62):

$$y_{возд}^{cp} = 1 - y_{SO_2}^{cp}; \quad (62)$$

$$y_{возд}^{cp} = 1 - 0,013 = 0,987.$$

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле (63):

$$\begin{aligned} \rho_{см}^{cp} &= \rho_{SO_2} \cdot y_{SO_2}^{cp} + \rho_{возд} \cdot y_{возд}^{cp} = \\ &= \frac{M_{SO_2}}{22,4} \cdot y_{SO_2}^{cp} + \frac{M_{возд}}{22,4} \cdot y_{возд}^{cp}; \end{aligned} \quad (63)$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						53
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$\rho_{\text{см}}^{\text{ср}} = \frac{64}{22,4} \cdot 0,013 + \frac{29}{22,4} \cdot 0,985 = 1,306 \text{ кг/м}^3.$$

$$\rho_{\text{у}} = 1,306 \cdot \frac{273 \cdot 141,5}{306 \cdot 101,2} = 1,63.$$

Средняя молярная масса газовой смеси определяется по формуле (64):

$$M_{\text{см}} = M_{\text{SO}_2} \cdot y_{\text{SO}_2}^{\text{ср}} + M_{\text{возд}} \cdot y_{\text{возд}}^{\text{ср}}; \quad (64)$$

$$M_{\text{см}} = 64 \cdot 0,013 + 29 \cdot 0,985 = 29,4 \text{ кг/кмоль}.$$

Расход газа определяется по формуле (65):

$$G_{\text{у}} = \frac{V \cdot M_{\text{см}}}{22,4}; \quad (65)$$

$$G_{\text{у}} = \frac{1,8 \cdot 29,4}{22,4} = 2,36 \text{ кг/с}.$$

Вязкость газовой смеси определяется по формуле (66):

$$\mu_{\text{у}} = \frac{M_{\text{см}}}{\frac{M_{\text{SO}_2}}{\mu_{\text{SO}_2}} \cdot y_{\text{SO}_2}^{\text{ср}} + \frac{M_{\text{возд}}}{\mu_{\text{возд}}} \cdot y_{\text{возд}}^{\text{ср}}}; \quad (66)$$

где  $\mu_{\text{SO}_2} = 0,015 \cdot 10^{-3}$  и  $\mu_{\text{возд}} = 0,02 \cdot 10^{-3}$  Па · с – коэффициенты динамической вязкости SO<sub>2</sub> и воздуха при t = 35 °С.

$$\mu_{\text{у}} = \frac{29,4}{\frac{64}{0,015 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,013 + \frac{29,4}{0,02 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,985} = 0,058 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		54

$$\lg \left[ \frac{w_0^2 \cdot 204 \cdot 1,64 \cdot 0,8^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot (1000 - 1,63)} \right] =$$

$$= 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{58,5}{2,11} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{1,63}{1000 - 1,63} \right)^{0,125} ;$$

Откуда  $w_0 = 0,48$  м/с.

Тогда рабочая скорость газа составит:

$$w = 58 \cdot 0,48 = 27,84 \text{ м/с.}$$

Расход смеси определяется по формуле (67):

$$V' = V \cdot \frac{P_0 \cdot T}{P \cdot T_0}; \quad (67)$$

где  $P_0 = 101300$  Па;

$T_0 = 273$  К.

$$V' = \frac{1,8 \cdot 101300 \cdot 308}{141500 \cdot 273} = 1,45 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Диаметр абсорбера определяется по формуле (68):

$$D'_k = \sqrt{\frac{\pi \cdot W}{4 \cdot V'}}; \quad (68)$$

$$D'_k = \sqrt{\frac{3,144 \cdot 27,84}{4 \cdot 1,45}} = 3,8 \text{ м.}$$

По [17] принимаем стандартную колонну диаметром  $D_k = 3800$  мм.

Действительная скорость потока газа определяется по (69):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						55
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$w_{д} = \left( \frac{D'_{к}}{D_{к}} \right)^2 \cdot w; \quad (69)$$

$$w_{д} = \left( \frac{3,8}{2,2} \right)^2 \cdot 27,84 = 0,83 \text{ м/с.}$$

Определяем плотность орошения по формуле (70):

$$U = \frac{L}{\rho_{ж} \cdot 0,75 \cdot D_{к}^2}; \quad (70)$$

$$U = \frac{58,5}{1000 \cdot 0,75 \cdot 2,2^2} = 0,0161 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} = 61 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}.$$

$$U_{\text{опт}} = 6 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}.$$

Так как  $(U = 61) > (U_{\text{опт}} = 6)$ , принимаем выбранную насадку – керамические кольца Рашига размером  $25 \times 25 \times 3$  мм.

Движущая сила вверху колонны определяется по формуле (71):

$$\Delta P_{в} = P_{в}^{\text{SO}_2} - P_{в}^{*\text{SO}_2}; \quad (71)$$

где  $P_{в}^{\text{SO}_2}$  – парциальное давление  $\text{SO}_2$  в газе;

$P_{в}^{*\text{SO}_2}$  – парциальное давление  $\text{SO}_2 = 0$ .

Парциальное давление  $\text{SO}_2$  в газе, выходящем из абсорбера, определяется по формуле (72):

$$P_{в}^{\text{SO}_2} = y_{к.к} \cdot P; \quad (72)$$

$$P_{в}^{\text{SO}_2} = 0,0018 \cdot 141,5 = 0,2547 \text{ кПа.}$$

$$\Delta P_B = 0,2547 - 0 = 0,2547 \text{ кПа.}$$

Средняя движущая сила абсорбции определяется по формуле (73):

$$\Delta P_{cp} = \frac{\Delta P_H - \Delta P_B}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta P_H}{\Delta P_B}}; \quad (73)$$

$$\Delta P_{cp} = \frac{0,687 - 0,2547}{2,3 \cdot \lg \frac{0,687}{0,2547}} = 0,23 \text{ кПа.}$$

Коэффициент массопередачи определяется по формуле (74):

$$K_{\Delta p} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}}; \quad (74)$$

где  $\beta_y$  – коэффициент массоотдачи для газа;

$\beta_x$  – коэффициент массоотдачи для жидкости;

$\varphi$  – коэффициент распределения.

Коэффициент распределения определяется по формуле (75):

$$\varphi = \frac{K \cdot M_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}; \quad (75)$$

$$\varphi = \frac{5725 \cdot 18}{1000} = 103,05.$$

Коэффициент массоотдачи со стороны газа определяется по формуле (76):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$\beta_y = \frac{Nu' \cdot D_y \cdot \rho_y}{d_3 \cdot P_{иг} \cdot M_{см}}; \quad (77)$$

где  $D_y$  – коэффициент диффузии  $SO_2$ ;  
 $\rho_y$  – средняя плотность газовой фазы;  
 $d_3$  – эквивалентный диаметр насадки;  
 $P_{иг}$  – среднее парциальное давление воздуха в газовой смеси.  
Критерий Рейнольдса определяется по формуле (78):

$$Re_y = \frac{4 \cdot w \cdot \rho_y}{\sigma \cdot \mu_y}; \quad (78)$$

$$Re_y = \frac{4 \cdot 27,84 \cdot 1,63}{204 \cdot 0,058 \cdot 10^{-3}} = 598.$$

Коэффициент диффузии определяется по формуле (79):

$$D_y = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{\frac{3}{2}}; \quad (79)$$

где  $D_0$  – коэффициент диффузии  $SO_2$  в воздухе.

$$D_y = 10,3 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{101}{141,5} \cdot \left(\frac{308}{273}\right)^{\frac{3}{2}} = 8,87 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент диффузии определяется по формуле (80):

$$D_T = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot T^{\frac{3}{2}}}{\rho \cdot [(v_A)^{\frac{1}{3}} + (v_B)^{\frac{1}{3}}]^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}; \quad (80)$$

где  $T$  – температура, К;  
 $\rho$  – давление (абсолютное), кгс/см<sup>2</sup>;

$v_A$  и  $v_B$  – мольные объемы газов А и В (приведены в [20, с. 288, таблица 6.3]);

$M_A$  и  $M_B$  – мольные массы газов А и В, кг/моль.

Критерий Прандтля определяем по формуле (81):

$$Pr' = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}; \quad (81)$$

$$Pr' = \frac{0,058 \cdot 10^{-3}}{1,63 \cdot 8,84 \cdot 10^{-6}} = 4,03.$$

Критерий Нуссельта определяем по формуле (82):

$$Nu' = 0,027 \cdot Re_y^{0,8} \cdot (Pr')^{0,33}; \quad (82)$$

$$Nu' = 0,027 \cdot 598^{0,8} \cdot 4,03^{0,33} = 7,1.$$

Среднее парциальное давление инертного газа определяется по формуле (83):

$$P_{иг} = P - \rho_{SO_2} = P - \rho_{SO_2}^{cp} \cdot P = P \cdot (1 - \rho_{SO_2}^{cp}); \quad (83)$$

$$P_{иг} = 141,5 \cdot (1 - 0,013) = 139,66 \text{ кПа.}$$

Определяем коэффициент массоотдачи:

$$\beta_y = \frac{7,1 \cdot 8,87 \cdot 10^{-6} \cdot 1,63}{0,0146 \cdot 139 \cdot 29,53} = 1,72 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

Коэффициент массоотдачи со стороны жидкости определяется по формуле (84):

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						59
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$\beta_x = \frac{Nu_x \cdot D_x}{d_3}; \quad (84)$$

где  $Nu_x$  – критерий Нуссельта в жидкой фазе;

$D_x$  – коэффициент диффузии  $SO_2$  в воде,  $m^2/c$ ;

$d_3$  – эквивалентный диаметр насадки.

Коэффициент диффузии  $SO_2$  в воде определяется по формуле (85):

$$D_x = D_{SO_2} \cdot b_{H_2O}; \quad (85)$$

$$D_x = 0,604 \cdot 10^{-9} m^2/c.$$

Определяем критерии  $Re$ ,  $Pr$  и  $Ga$  в жидкой фазе.

Критерий Рейнольдса определяем по формуле (86):

$$Re_x = \frac{4 \cdot L}{\sigma \cdot \mu_x \cdot S_K}; \quad (86)$$

где  $S_K$  – площадь поперечного сечения колонны,  $m^2$ , определяется по формуле (87):

$$S_K = 0,785 \cdot \mu_x; \quad (87)$$

$$S_K = 0,785 \cdot 2,2^2 = 3,8 m^2.$$

$$Re_x = \frac{4 \cdot 58,5}{204 \cdot 0,58 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8} = 427.$$

Критерий Прандтля определяется по формуле (88):

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x}; \quad (88)$$

$$Pr_x = \frac{0,58 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,604 \cdot 10^{-9}} = 960,3.$$

Критерий Галилея определим по формуле (89):

$$Ga = \frac{d_H^3 \cdot \rho_x^2 \cdot g}{\mu_x^2}; \quad (89)$$

$$Ga = \frac{0,027^3 \cdot 1000^2 \cdot 9,81}{(0,58 \cdot 10^{-3})^2} = 573 \cdot 10^6.$$

Критерий Нуссельта определяем по формуле (90):

$$Nu_x = 0,00595 \cdot Re_x^{0,67} \cdot Pr_x^{0,33} \cdot Ga^{0,33}. \quad (90)$$

$$Nu_x = 0,00595 \cdot 427^{0,67} \cdot 960,3^{0,33} \cdot (573 \cdot 10^6)^{0,33} = 2578.$$

$$\beta_x = \frac{2578 \cdot 0,604 \cdot 10^{-9}}{0,015} = 104 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

Находим коэффициент массопередачи:

$$K_{\Delta p} = \frac{1}{\frac{1}{1,72 \cdot 10^{-6}} + \frac{103}{82 \cdot 10^{-6}}} = 0,54 \cdot 10^{-6} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}.$$

Находим высоту насадки по формуле (91):

$$H_H = \frac{G_{SO_2}}{M_{SO_2} \cdot S_K \cdot \sigma \cdot K_{\Delta p} \cdot \Delta P_{cp}}; \quad (91)$$

$$H_H = \frac{0,12}{64 \cdot 3,8 \cdot 204 \cdot 0,54 \cdot 10^{-6} \cdot 0,47} = 9,53 \text{ м.}$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		61

Высоту колонны определяем по формуле (92):

$$H_K = H_H + h_H + h_B + \left( \frac{H_H}{3 \cdot D_K} - 1 \right) \cdot h_p; \quad (92)$$

где  $h_H$  – высота нижней части колонны, м;  
 $h_B$  – высота верхней части колонны, м;  
 $h_p$  – высота разрыва, м.

$$H_K = 9,53 + 2,0 + 1,0 + \left( \frac{9,53}{3 \cdot 2,2} - 1 \right) \cdot 0,4 = 12,7 \text{ м.}$$

Гидравлическое сопротивление определяется по формуле (93):

$$\Delta p_{op} = H_H \cdot \left( \frac{\Delta p}{l} \right)_{сн} \cdot \left\{ 1 + A \cdot \left[ \left( \frac{L}{G_y} \right)^{1,8} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \cdot \left( \frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\}; \quad (93)$$

где  $A$  – коэффициент, который определяется [18 с. 685].

Сопротивление сухой насадки по формуле (94):

$$\left( \frac{\Delta p}{l} \right)_{сн} = \lambda \cdot \frac{\sigma \cdot w^2 \cdot \rho_y}{4 \cdot V_{св}^3 \cdot 2}; \quad (94)$$

Коэффициент  $\lambda$  определяется по формуле (95):

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0,2}}; \quad (95)$$

$$\lambda = \frac{16}{598^{0,2}} = 4,46.$$

$$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{\text{сн}} = 4,46 \cdot \frac{204 \cdot 0,58^2 \cdot 1,63}{4 \cdot 0,82^2 \cdot 2} = 20,8 \text{ Па} \cdot \text{м}.$$

$$\Delta p_{\text{ор}} = 9,53 \cdot 20,8 \cdot \left\{ 1 + 5,1 \cdot \left[\left(\frac{20,8}{2,11}\right)^{1,8} \cdot \left(\frac{1,63}{1000}\right) \cdot \left(\frac{0,58 \cdot 10^{-3}}{0,018 \cdot 10^{-3}}\right)^{0,2}\right]^{0,225} \right\} =$$

$$= 576,47 \text{ Па}.$$

Потеря давления в колонне определяется по формуле (96):

$$\Delta p_{\text{мс}} = \Delta p_{1,6} + \Delta p_{2,4,3,5}; \quad (96)$$

где  $\Delta p_{1,6}$  – потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне;

$\Delta p_{2,4,3,5}$  – потеря давления на преодоление местный сопротивлений (два входа и два выхода насадки).

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне определяется по формуле (97):

$$\Delta p_{1,6} = (\epsilon_1 + \epsilon_6) \cdot \frac{w_{\Gamma}^2 \cdot \rho_{\text{y}}}{2}; \quad (97)$$

где  $\epsilon_1$  – коэффициент внезапного расширения;

$\epsilon_6$  – коэффициент внезапного сужения;

$w_{\Gamma}$  – скорость газового потока в газопроводах, м/с.

Согласно [16], скорость газового потока принимается в пределах 5 – 20 м/с.

Принимаем  $w_{\Gamma} = 10$  м/с, тогда диаметр газопроводов определяем по формуле (98):

$$D_{\Gamma} = \sqrt{\frac{D_{\text{y}}}{0,785 \cdot \rho_{\text{y}} \cdot w_{\Gamma}}}; \quad (98)$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						63
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$D_{\Gamma} = \sqrt{\frac{1,83}{0,785 \cdot 1,63 \cdot 10}} = 0,378 \text{ м}$$

По ГОСТ 8732-78 [19] выбираем трубопровод с диаметром  $D_{\Gamma} = 400$  мм.

Определяем критерий Рейнольдса в газопроводах по формуле (99):

$$Re_{\Gamma} = \frac{w_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma} \cdot \rho_{\text{у}}}{\mu_{\text{у}}}; \quad (99)$$

$$Re_{\Gamma} = \frac{10 \cdot 0,378 \cdot 1,63}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 342,3 \cdot 10^3.$$

Отношение площадей сечений газопровода и колонны определяем по выражению (100):

$$\frac{F_{\Gamma}}{F_{\text{к}}} = \frac{0,785 \cdot D_{\Gamma}^2}{0,785 \cdot D_{\text{к}}^2}; \quad (100)$$

$$\frac{F_{\Gamma}}{F_{\text{к}}} = \frac{0,785 \cdot 0,378^2}{0,785 \cdot 2,2^2} = 0,03.$$

Коэффициенты местных сопротивлений  $\epsilon$  находим по [17], коэффициент внезапного расширения  $\epsilon_1 = 0,81$  и коэффициент внезапного сужения  $\epsilon_6 = 0,45$ .

$$\Delta p_{1,6} = (0,81 + 0,45) \cdot \frac{10^2 \cdot 1,63}{2} = 102,7 \text{ Па.}$$

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений рассчитывается по формуле (101):

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (2 \cdot \epsilon_{2,4} + 2 \cdot \epsilon_{3,5}) \cdot \frac{w_{\text{н}}^2 \cdot \rho_{\text{у}}}{2}; \quad (101)$$

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		64

где  $\epsilon_{2,4}$  – коэффициент внезапного сужения при входе в насадку;  
 $\epsilon_{3,5}$  – коэффициент внезапного расширения при выходе из насадки;  
 $w_H$  – фактическая скорость потока в насадке, м/с, рассчитывается по формуле (102):

$$w_H = \frac{w}{V_{CB}}; \quad (102)$$

$$w_H = \frac{27,84}{0,82} = 34 \text{ м/с.}$$

Определяем критерий Рейнольдса по формуле (103):

$$Re_H = \frac{w_H \cdot d_э \cdot \rho_y}{\mu_y}; \quad (103)$$

$$Re_H = \frac{34 \cdot 0,0145 \cdot 1,63}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 856.$$

Определяем отношение площадей сечений насадки и колонны по выражению (104):

$$\frac{F_{H,CB}}{F_K} = \frac{V_{CB} \cdot S_K}{S_K}; \quad (104)$$

$$\frac{F_{H,CB}}{F_K} = \frac{V_{CB} \cdot S_K}{S_K} = V_{CB} = 0,76 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

При отношении  $\frac{F_{H,CB}}{F_K} = 0,76$  коэффициент сужения при входе в насадку  
 $\epsilon_{2,4} = \epsilon_{3,5} = 0,8$  [18, с. 374].

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (2 \cdot 0,8 + 2 \cdot 0,8) \cdot \frac{0,34 \cdot 1,63}{2} = 0,9 \text{ Па.}$$

$$\Delta p_{мс} = 103 + 0,9 = 103,9 \text{ Па.}$$

$$\Delta P = 4576,47 + 103 = 680,4 \text{ Па.}$$

Сведем полученные характеристики в таблицу 6.

Таблица 6 – Полученные технические характеристики для насадочного абсорбера

Показатель	Значение
Диаметр колонны ( $D_k$ ), м	3,8
Высота колонны ( $H_k$ ), м	12,7
Материал и тип насадки	Керамические кольца Рашига
Расход абсорбента (L), кг/с	58,4

### 3. ОХРАНА ТРУДА И ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

#### 3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации блока газофракционирования на установке замедленного коксования

Чтобы предотвратить аварийные ситуации предусматривается [2]:

1) необходимое количество автоматических защитных блокировок, системы ПАЗ (противоаварийная защита);

2) защита оборудования и трубопроводов от превышения максимально допустимого давления путем установки предохранительных клапанов и предохранительных клапанов;

3) материальное исполнение, выбор строительных материалов соответствует регламентным условиям технологического процесса и физико-химическим свойствам рабочих сред;

4) необходимые устройства для локального и дистанционного контроля температуры, давления, уровня, расхода с сигнализацией об их предельных параметрах установлены на оборудовании и трубопроводах, чтобы после достижения оборудования было переведено в безопасное состояние;

5) постоянный мониторинг состояния воздуха в рабочей зоне производственного помещения и на наружной установке посредством автоматического анализа газа с сигнализацией и автоматической активацией аварийных блокировок;

6) оборудование, трубы, комплектующие и материалы, не допускаются к установке, если отсутствуют документы, подтверждающие качество их изготовления и соответствие требованиям нормативно-технической документации.

#### 3.2 Воздействие на окружающую среду

Жидкие продукты, обращающиеся на установке, являются пожароопасными [2].

					<b>ВКР.161855.180301.ПЗ</b>			
<b>Изм.</b>	<b>Лист</b>	<b>№ докум.</b>	<b>Подпись</b>	<b>Дата</b>				
Разраб.		Быкова В.И			Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования	<b>Лит.</b>	<b>Лист</b>	<b>Листов</b>
Провер.		Охотникова. Г.Г				у	67	76
Н. Контр.		Родина. Т. А			<b>АМГУ, ИФФ, зр. 618 - об</b>			
Утв.		Гужель. Ю. А						



Продолжение таблицы 7

1	2	3	4	5	6
Этан	4	Способен вызвать наркоз. Диффундирует в кровь из кишечника и выделяется с выдыханием воздуха. В организме образуются незначительные количества. Принято считать, что этан не метаболизирует в организме при поступлении из внешней среды и выделяется в неизменном виде.		515	300
Сжиженный газ в том числе: пропан	4	При отравлении углеводородами наблюдается возбуждение, оглушение, сужение зрачков, замедление пульса до 40-50 ударов в минуту, рвота, слюнотечение, позже сон в течение нескольких часов; на другой день замедление пульса. Повышение температуры, снижение кровяного давления. Возможны пневмония, потеря памяти после очень тяжёлых отравлений с длительным наркозом.	-96 рас- чётная	470	300
Нафта коксования	4	Пары бензина оказывает вредное действие на организм человека, раздражает слизистую оболочку. Ощущение головной боли, головокружение, сердцебиение, слабость, потеря сознания. При высоких концентрациях действует как наркотик.	ниже минус 45	415-530	100
Лёгкий газойль	4	Действует как наркотик. Характерно развитие судорог. Кровяное давление под влиянием паров как правило понижается, повышаясь во время судорог; пульс замедляется.	свыше 28	340	300
Тяжёлый газойль	4	Длительное действие вызывает головную боль, сердцебиение, тошноту, рвоту и сонливость. При длительном воздействии на кожу может вызвать кожные заболевания.	свыше 65	290	300

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.161855.180301.ПЗ

Лист

69

Продолжение таблицы 7

1	2	3	4	5	6
Кокс нефтяной	4	Аэрозоль, оказывает преимущественно фиброгенное действие.	(205÷235)	(пыли) 535÷625	6
Тяжёлый газойль	4	Длительное действие вызывает головную боль, сердцебиение, тошноту, рвоту и сонливость. При длительном воздействии на кожу может вызвать кожные заболевания.	свыше 65	290	300
Гудрон	4	Длительное действие вызывает головную боль, сердцебиение, тошноту, рвоту и сонливость.	232÷299 (в открытом тигле) 184÷270 (в закрытом тигле)	368÷397	
Кокс нефтяной	4	Аэрозоль, оказывает преимущественно фиброгенное действие.	(температура- тления) 205÷235)	(пыли) 535÷625	6 (в воздухе рабочей зоны производственных помещений)

### 3.3 Охрана окружающей среды

Завод производит выбросы в атмосферу, сточные воды и жидкие отходы (таблицы 8, 9).

Для защиты воздушного бассейна на установке предусмотрены следующие меры [2]:

1) использование герметичных запорных и регулирующих клапанов, герметичной обвязки оборудования, плотное крепление оборудования, за исключением выбросов вредных веществ в атмосферу, сбросов из предохранительных клапанов в факельные коллекторы;

2) вывод завода на капитальный ремонт (означает снижение максимально допустимых выбросов вредных веществ в период остановки производства).

Таблица 8 – Выбросы сточных вод в атмосферу

Наименование стоков	Кол-во образования сточных вод, м <sup>3</sup> /час	Метод утилизации или обезвреживания.	Периодичность сброса.	Куда сбрасывается	Установленная норма содержания загрязнений
Сточные воды после дренирования аппаратов.	5	Не регламентируется	После дренирования	В промканализацию	Не регламентируется

Таблица 9 – Выбросы жидких отходов в атмосферу

Наименование выбросов	Кол-во образовавшихся выбросов по видам, г/с	Метод утилизации или обезвреживания выбросов	Периодичность выбросов	Установленная норма содержания загрязнений в выбросах, г/с
Углеводороды	0,0515	Не регламентируется	Постоянно	0,0515

Блок газофракционирования играет важную роль в поддержании безопасной работы установки замедленного коксования, в соответствии со всеми экологическими стандартами, установленными государственными организациями в области охраны окружающей среды. Целью повышения эффективности установки фракционирования газа является снижение выбросов от производства. Дымовые газы, выбрасываемые в окружающую среду в результате последующей обработки, содержат минимальное количество соединений серы, которые оказывают вредное воздействие на окружающую среду. В таблице 10 представлены характеристики влияния на атмосферу соединений, содержащихся в отходящих газах [2].

Таблица 10 – Влияние отходящих газов установки замедленного коксования на окружающую среду

Соединение	Влияние на окружающую среду
SO <sub>2</sub>	Диоксид серы является одним из основных газов, загрязняющих атмосферу. Основными последствиями влияния его на окружающую среду являются: изменение климата, образование «кислотных осадков», обострение респираторных заболеваний у человека, вред растениям, разъедание строительных материалов и некоторых тканей, усиление коррозии металлических конструкций.
H <sub>2</sub> S	В атмосфере при взаимодействии с другими загрязнителями подвергаются медленному окислению до серного ангидрида. У человека вызывает головную боль, тошноту, при высокой концентрации может вызвать кому или смерть.
CO	Изменение климата, нарушение теплового баланса верхней атмосферы
CO <sub>2</sub>	Изменение климата, «парниковый эффект».

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

При выполнении бакалаврской работы были:

1. Изучены технологические процессы установки замедленного коксования и блока газодифракционирования; принципы работы данной установки и управления технологическими процессами.

2. Проведены расчеты коксовых камер установки замедленного коксования, выполнены расчеты тарельчатого и насадочного абсорберов.

3. Предложены 2 способа для оптимизации очистки сжиженных углеводородных газов блока газодифракционирования установки замедленного коксования:

– замена абсорбера позволит уменьшить гидравлическое сопротивление, расход абсорбента, тем самым уменьшить затраты производства и повысить производительность установки.

– замена амина позволит снизить расход тепла и затраты на теплообменную аппаратуру, так, как абсорбция ведется при 35 °С, а регенерация при 80 °С, а так же уменьшить коррозию оборудования и трубопроводов, что приведет к уменьшению затратам на текущий ремонт.

4. Рассмотрены основные требования безопасности необходимые при эксплуатации установки замедленного коксования.

ВКР.161855.180301.ПЗ

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
					Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газодифракционирования установки замедленного коксования	Лит.	Лист	Листов
Разраб.		Быкова В.И				у	73	76
Провер.		Охотникова. Г.Г				АМГУ, ИФФ, зр. 618 - об		
Н. Контр.		Родина. Т. А						
Утв.		Гужель. Ю. А						

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

- 1 Александров, И. А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. / И. А. Александров. – М. : Химия, 1981. – 352 с.
- 2 Установка замедленного коксования: технологический регламент ООО «РН-Комсомольский НПЗ». – Комсомольск-на Амуре. 2016. – 438 с.
- 3 «Neftegaz.ru» [Электронный ресурс]: офиц. сайт. – 2000. – Режим доступа: <https://neftegaz.ru/science/booty/332243-osnovnye-tekhnologicheskie-protsessy-toplivnogo-proizvodstva-neftepererabotka>. – 29.01.2020.
- 4 Ахметов, С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа / С. А. Ахметов. – Уфа : Гилем, 2002. – 672 с.
- 5 Лapidус, А. Л. Газохимия, Часть I. Первичная переработка углеводородных газов / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – М., 2004. – 242 с.
- 6 Бикбулатова, А. М. Эксплуатация установки замедленного коксования на НПЗ / А. М. Бикбулатова – Уфа : УГНТУ, 2000. – 197 с.
- 7 Деменков, В. Н. Способ переработки нефти / В.Н. Деменков. – 1988. – 52 с.
- 8 Дытнерский, Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Ю. И. Дытнерский. – М. : Химия, 1991. – 496 с.
- 9 Змиевский, П. К. О работе установки замедленного коксования / П. К. Змиевский, В. В. Мартыненко. – 1964. – 12 с.
- 10 Капустин, В. М. Технология переработки нефти / В. М. Капустин – Москва, 2013. – 418 с.
- 11 Кузьмина, Р. И. Технология переработки нефти и газа / Р. И. Кузьмина. – Саратов, 2010. – 254 с.
- 12 Сафиева, Р. З. Физикохимия нефти. Физико-химические основы технологии переработки нефти. / Р. З. Сафиева. – М. : Химия, 1998. – 448 с.

**ВКР.161855.180301.ПЗ**

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Быкова В.И			Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газодифракционирования установки замедленного коксования	Лит.	Лист	Листов
Провер.		Охотникова. Г.Г				у	74	76
Н. Контр.		Родина. Т. А				<b>АмГУ, ИФФ, зр. 618 - об</b>		
Уте.		Гужель. Ю. А						

13 Смидович, Е. В. Технология переработки нефти и газа / Е. В. Смидович – М. : Химия, 1980 – 418 с.

14 «Neftegaz.ru» [Электронный ресурс]: офиц. сайт. – 2000. – Режим доступа: <https://neftegaz.ru/science/booty/332243-osnovnye-tekhnologicheskie-protsessy-toplivnogo-proizvodstva-neftepererabotka>. – 29.01.2020.

15 Сардашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А. Г. Сардашвили, А. И. Львова. – М. : Химия, 1980. – 256 с.

16 Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков. – М. : Альянс, 2006. – 576 с.

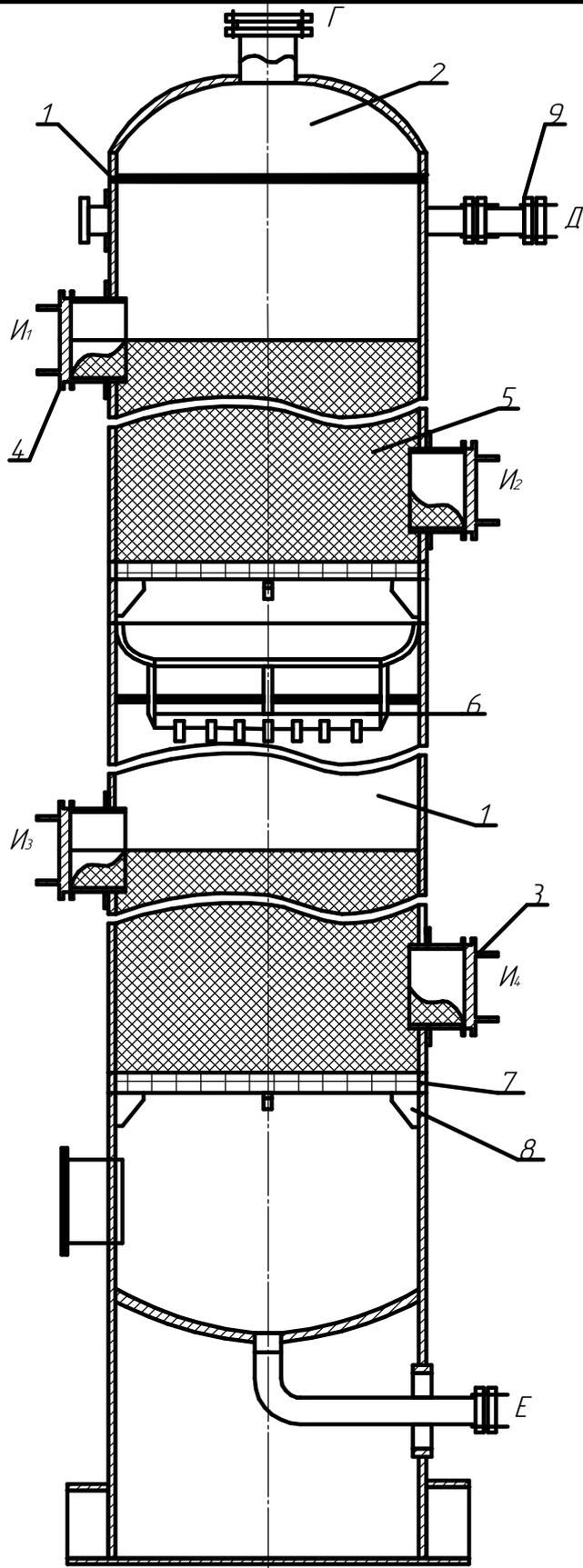
17 Тимонин, А. С. Основы конструирования и расчеты химикотехнологического и природоохранного оборудования / А. С. Тимонин.: Калуга, 2002. – 852 с.

18 Никольский, Б. П. Справочник химика / Б. П. Никольский, О. Н. Григорова, М. Е. Позина. – М. : Химия, 1968. – 996 с.

19 ГОСТ 8732-78. Издания. Трубы стальные бесшовные горячедеформированные. Технические условия. – введ. 1979–01–01. – Москва : Государственный комитет СССР по стандартам; М. : Изд-во стандартов, 1979.

					ВКР.161855.180301.ПЗ	Лист
						75
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		



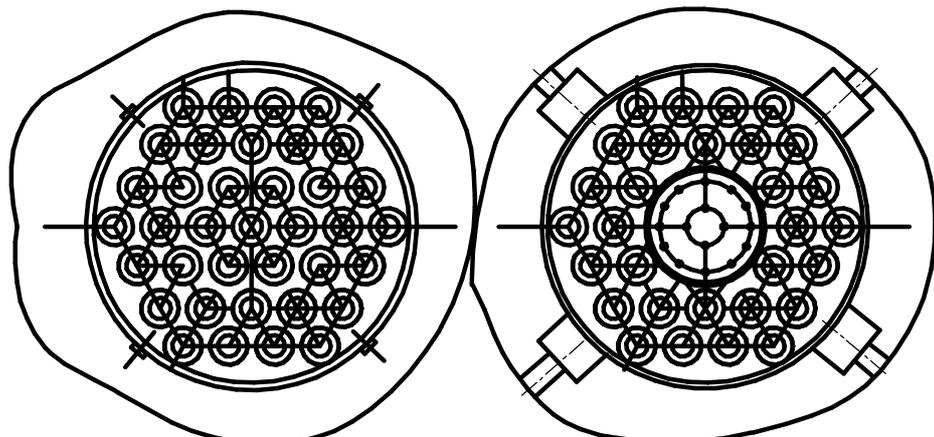


Техническая характеристика

- 1 Тип колонны – насадочная
- 2 Тип насадки – керамические кольца Рашига размером 25x25x3 мм
- 3 Среда в аппарате – токсичная коррозионная

Обозначение	Наименование	Кол-во
В	Вход газовой смеси	1
Г	Выход газовой смеси	1
Д	Выход жидкости	1
Е	Выход жидкости из куба	1
И...	Люк	4

№ п/п	Наименование	Кол-во
1	Колонна	1
2	Крышка люка	1
3	Крышка люка	4
4	Прокладка	2
5	Кольца Рашига	
6	Тарелка	1
7	опорная решетка	1
8	Опора	4
9	Фланец	1
10	Болт М20x39 ГОСТ 7805-70	28
11	Гайка 6205 ГОСТ 5915-70	28
12	Шайба 201 ГОСТ 13395-70	28



ВКР.16.1855.180301

Насадочный адсорбер  
чертеж общего вида

Лист	13
Масштаб	

Упр.	И.В.В.	Проект	И.В.В.
Разработчик	И.В.В.	Проверено	И.В.В.
Проектировщик	И.В.В.	Специалист	И.В.В.
Конструктор	И.В.В.	Инженер	И.В.В.
Монтажник	И.В.В.	Мастер	И.В.В.
Материал	И.В.В.	Специалист	И.В.В.

АИГ У ИИФФ  
гр. 618-об

Копия: 1 шт. (для хранения) 1 шт. (для архива) 1 шт. (для производства) 1 шт. (для контроля) 1 шт. (для заказчика) 1 шт. (для поставщика) 1 шт. (для монтажной бригады) 1 шт. (для наладочной бригады) 1 шт. (для эксплуатации) 1 шт. (для ремонта) 1 шт. (для замены) 1 шт. (для утилизации)



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

**ОТЗЫВ**

на бакалаврскую работу студента инженерно-физического факультета

Фамилия: Быковой

Имя: Виктории

Отчество: Игоревны

Направление подготовки: 18.03.01 «Химическая технология»

Тема бакалаврской работы: Оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования.

**1. Объем работы:**

- количество листов дипломной работы – 76 стр.;
- количество рисунков и таблиц – 5 рисунков, 10 таблиц;
- число приложений – 1.

**2. Соответствия содержания работы заданию (полное или неполное):**

содержание бакалаврской работы в полной мере соответствует заданию.

**Вопросы задания, не нашедшие отражения в работе:**

вопросы задания в бакалаврской работе отражены в полном объеме.

**Материалы, представленные в работе, непосредственно не связанные с темой и направленностью:**

материалов, представленных в бакалаврской работе, непосредственно не связанных с темой нет.

**3. Достоинства бакалаврской работы:**

предложены способы оптимизация схемы очистки сжиженных углеводородных газов на блоке газофракционирования установки замедленного коксования.

**4. Недостатки бакалаврской работы:**

серьезные недостатки в бакалаврской работе отсутствуют.

**5. Степень самостоятельности, проявленная выпускником и характер ее проявления:**

бакалаврская работа выполнена самостоятельно.

**6. Масштабы и характер использования специальной литературы:**

нормативные акты и специальная литература для решения поставленных задач не использованы в достаточном объеме.

**7. Достоинства и недостатки оформления текстовой части и графического материала:**

текстовая часть и графический материал оформлены в соответствии с правилами оформления бакалаврских работ, с незначительными стилистическими ошибками.

**8. Особенности общепрофессиональной и специальной подготовки выпускников:**

при выполнении выпускной квалификационной работы В.И. Быкова продемонстрировала определенный уровень профессиональной компетентности.

**9. Практическая значимость (внедрение) результатов бакалаврской работы:**

предложения, представленные в бакалаврской работе, могут быть использованы в деятельности предприятия.

**10. Общее заключение и предлагаемая оценка работы:**

бакалаврская работа соответствует требованиям федерального государственного образовательного стандарта и заслуживает оценки «хорошо», а Быкова Виктория Игоревна – присвоения квалификации бакалавр по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология».

«30» июня 2020 г.

Руководитель



Г.Г. Охотникова



# СПРАВКА

## о результатах проверки текстового документа на наличие заимствований

### Проверка выполнена в системе Антиплагиат.ВУЗ

Автор работы	Быкова Виктория Игоревна
Подразделение	
Тип работы	Выпускная квалификационная работа
Название работы	ВКР на проверку_АП.pdf
Название файла	ВКР на проверку_АП.pdf
Процент заимствования	<b>35.74 %</b>
Процент самоцитирования	<b>0.00 %</b>
Процент цитирования	<b>4.23 %</b>
Процент оригинальности	<b>60.04 %</b>
Дата проверки	<b>11:21:02 28 июня 2020г.</b>
Модули поиска	Модуль поиска ИПС "Адилет"; Модуль поиска "АмГУ"; Модуль выделения библиографических записей; Сводная коллекция ЭБС; Модуль поиска "Интернет Плюс"; Коллекция РГБ; Цитирование; Модуль поиска переводных заимствований; Модуль поиска переводных заимствований по eLibrary (EnRu); Модуль поиска переводных заимствований по интернет (EnRu); Коллекция eLIBRARY.RU; Коллекция ГАРАНТ; Коллекция Медицина; Диссертации и авторефераты НББ; Модуль поиска перефразирований eLIBRARY.RU; Модуль поиска перефразирований Интернет; Коллекция Патенты; Модуль поиска общеупотребительных выражений; Кольцо вузов
Работу проверил	Охотникова Галина Генриховна ФИО проверяющего
Дата подписи	28.06.2020 Подпись проверяющего

