

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
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая техноло-
гия природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой

_____ Ю.А. Гужель
«__» _____ 2023 г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астра-
ханском ГПЗ

Исполнитель
студент группы 918-об

(подпись, дата)

Д. В. Удод

Руководитель
доцент, канд. техн. наук

(подпись, дата)

Г. Г. Охотникова

Консультант по безопасности
жизнедеятельности
доцент, канд. техн. наук

(подпись, дата)

А. В. Козырь

Нормоконтроль
проф., док. хим. наук

(подпись, дата)

Т. А. Родина

Благовещенск 2023

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 Удод Дарьи Витальевны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ» утверждена Приказом от 20.04.2023 г № 951-уч
2. Срок сдачи студентом законченной работы 09.06.2023 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: температура в осушителе – 29 °С; общее давление в осушителе – 6,9 МПа; число часов работы цикла – 8 часов; производительность установки – 497500 кг/ч; линейная скорость газа в свободном сечении – 814 м/ч. Литературные данные.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам осушки и отбензинивания газа. Описание технологической схемы установки осушки и отбензинивания природного газа. Анализ возможности повышения эффективности процесса. Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа – материальные балансы, основное оборудование блоков осушки и отбензинивания.
5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки осушки газа и отбензинивания природного газа.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А. В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Воздействие установки осушки и отбензинивания природного газа на окружающую среду»
7. Дата выдачи задания 25.04.2023 г.

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

Задание принял к исполнению 25.04.2023 г. _____

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 85 с., 16 рисунков, 17 таблиц, 37 источников.

ОСУШКА, АСТРАХАНСКИЙ ГПЗ, НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СЕПАРАЦИЯ, АБСОРБЦИЯ, АДСОРБЦИЯ, ПРИРОДНЫЙ ГАЗ, ОТБЕНЗИНИВАНИЕ, УГЛЕВОДОРОДНЫЙ КОНДЕНСАТ, ШФЛУ

В работе была подобрана и проанализирована литература для изучения основных процессов осушки и отбензинивания природного газа.

Цель работы – анализ основных методов осушки и отбензинивания природного газа, а также выполнение расчета адсорбционной колонны и материального баланса процесса.

В ходе работы была изучена установка осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, основное оборудование и аппараты. Выполнен технологический расчет основного оборудования процесса осушки, а также составлен материальный баланс блока осушки и отбензинивания природного газа.

В работе рассмотрены основные воздействия загрязняющих веществ установки осушки и отбензинивания природного газа на гидросферу и представлены современные системы экобиозащитной техники, использующиеся на Астраханском ГПЗ для защиты и очистки сточных вод от соединений производственного цикла.

Приведена характеристика промывочных вод насосов и парового конденсата продувки турбин. Выполнена графическая часть работы, включающая схему установки осушки и отбензинивания газа.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Удод Д.В.</i>			<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>3</i>	<i>85</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

СОДЕРЖАНИЕ

Определения, обозначения, сокращения	7
Введение	8
1 Литературный обзор	10
1.1 Общие сведения об Астраханском газоперерабатывающем заводе	10
1.2 Перспективы развития Астраханского газоперерабатывающего завода	11
1.3 Основы процесса осушки природного газа	13
1.3.1 Влагосодержание и степень осушки природного газа	13
1.3.2 Осушка прямым охлаждением	15
1.3.3 Абсорбционная осушка	15
1.3.4 Сравнительная характеристика абсорбентов	19
1.3.5 Адсорбционная осушка	21
1.3.6 Сравнительная характеристика адсорбентов	23
1.4 Основы процесса отбензинивания природного газа	25
1.4.1 Методы отбензинивания	25
1.4.1.1 Низкотемпературная сепарация	25
1.4.1.2 Низкотемпературная конденсация	27
1.4.1.3 Абсорбционное и адсорбционное отбензинивание	29
1.5 Модернизация установки осушки для повышения эффективности процесса	30
2 Технологическая часть	35
2.1 Характеристика сырья и продукции установки осушки и отбензинивания природного газа	35

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>		
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>			
<i>Разраб.</i>	<i>Удод Д.В.</i>				<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>	<i>Охотникова Г.Г</i>				У	4	85
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>						
					<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>		

2.2	Адсорбент, применяемый для осушки природного газа на Астраханском ГПЗ	38
2.3	Описание технологической схемы осушки природного газа	39
2.4	Описание технологической схемы отбензинивания природного газа	42
2.5	Расчет материального баланса блока осушки природного газа	45
2.6	Расчет основного оборудования блока осушки	49
2.6.1	Расчет адсорбционной колонны	49
2.6.1.1	Расчет цикла регенерации адсорбента	50
2.6.2	Расчет трубчатой печи	56
2.6.2.1	Расчет процесса горения топлива	56
2.6.2.2	Определение тепловой нагрузки и КПД печи, часового расхода топлива	59
2.6.2.3	Выбор трубчатой печи	61
2.6.3	Расчет теплообменного аппарата	61
2.7	Расчет материального баланса блока отбензинивания природного газа	64
2.8	Расчет основного оборудования блока отбензинивания	66
2.8.1	Расчет колонны деэтанзации	66
2.8.2	Расчет сепаратора	68
3	Воздействие установки осушки и отбензинивания природного газа на окружающую среду	71
3.1	Воздействие на гидросферу химических соединений установки осушки углеводородных газов	72
3.2	Современные системы защиты и очистки сточных вод от соединений производственного цикла на Астраханском ГПЗ	74
3.2.1	Система хозяйственно-бытовой, производственно-дождевой и дождевой канализации	75

3.2.1.1 Канализационные очистные сооружения хозяйственно-бытовых сточных вод	76
3.2.1.2 Канализационные очистные сооружения производственно-дождевых стоков	77
Заключение	80
Библиографический список	81

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		6

ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

В настоящей бакалаврской работе применяют следующие термины с соответствующими определениями:

АГКМ – Астраханское газоконденсатное месторождение

АГПЗ Астраханский газоперерабатывающий завод

АОК – абсорбционно-отпарная колонна

БМИ – блок мембранного илоразделения

ГП – газопровод

ГПЗ – газоперерабатывающий завод

ДЭА – диэтаноламин

ДЭГ – диэтиленгликоль

КНС – канализационная насосная станция

КОС – канализационные очистные сооружения

МЭГ – моноэтиленгликоль

НТК – низкотемпературная конденсация

НТС – низкотемпературная сепарация

ПВХ – поливинилхлорид

СУГ – сжиженный углеводородный газ

ТЭГ – триэтиленгликоль

ppm – parts per million

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Удод Д.В.</i>			<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>7</i>	<i>85</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

ВВЕДЕНИЕ

Природный газ играет важную роль в энергетическом балансе. Он является основным углеводородным сырьем, которое широко используется в настоящее время. Основными продуктами переработки природного газа являются бензин, разнообразные топлива, пластмассы, каучуки, моющие средства и другие изделия.

В пластовых условиях природный газ контактирует с водой. Присутствие влаги в газе нежелательно, поскольку влага может образовывать гидраты с углеводородными компонентами. Гидратообразования вызывают сложности транспортировки газа, так как частично или полностью перекрывают сечение трубопровода. Поэтому осушка газа является необходимым этапом в процессе его переработки.

В настоящее время актуальность данной темы обусловлена стремительным спросом на природный газ, как на экологически безопасное топливо. Часто транспортируемый газ не соответствует стандартам по температуре точки росы газа по влаге, в связи с низкой эффективностью адсорбционных установок осушки.

Из-за интенсивного гидратообразования в блоке отбензинивания происходит снижение загрузки установки по сырью, следовательно, снижаются объемы выпускаемой продукции. Поэтому проблема образования гидратов является актуальной, и для ее решения требуется ряд модернизаций для оптимизации существующих установок.

Целью выпускной бакалаврской работы является анализ основных методов осушки и отбензинивания природного газа, включая схему установки на Астраханском ГПЗ, выполнение расчета адсорбционной колонны и материального баланса процесса.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Удод Д.В.</i>				<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>	<i>Охотникова Г.Г.</i>					<i>У</i>	<i>8</i>	<i>85</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

Для достижения поставленной цели были выполнены следующие задачи:

1. Поиск научной и учебной литературы, нормативных документов, отвечающих тематике выпускной квалификационной работы.
2. Систематизация и анализ подобранной информации.
3. Анализ проблем, связанных с неэффективным использованием имеющихся установок осушки углеводородного газа.
4. Изучение технологической схемы установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, основного оборудования и его назначения, используемого сырья и получаемой продукции.
5. Выполнение технологического расчета основного оборудования процесса осушки, и составление материального баланса блока осушки и отбензинивания природного газа.
6. Выполнение графической части в виде чертежа установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ.
7. Рассмотрение экологического аспекта, а именно влияние установки осушки и отбензинивания природного газа на гидросферу.

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Общие сведения об Астраханском газоперерабатывающем заводе

ООО «Газпром добыча Астрахань» является дочерней компанией ПАО «Газпром» и ООО «Газпром переработка». Предприятие является крупнейшим комплексом на юге России по добыче и подготовке пластовой смеси Астраханского газоконденсатного месторождения (АГКМ) с производством товарной продукции. Астраханский газоперерабатывающий завод – это главный производитель газовой серы в России, расположенный в селе Джанай Красноярского района Астраханской области. Завод был построен в 1985 году. Добыча газа и газового конденсата осуществляется с 1986 года. В 1987 году была произведена первая партия товарной серы, а в 1988 году – первый товарный бензин [1].

Сырьевой базой является природный газ и газовый конденсат Астраханского газоконденсатного месторождения, поставляемый на завод в виде пластовой смеси. Пластовая смесь, добываемая на месторождении, характеризуется уникальным содержанием сероводорода (25 %). Именно этот показатель дает право считать завод бесценным производством широкого ассортимента товарной продукции. Мощность компании по переработке природного газа за 2022 год составила более 10 млрд м³ [2].

На заводе выпускаются различные виды продукции, в том числе: автомобильный бензин экологического качества, дизельное топливо, газоконденсатное топливо, сжиженные углеводородные газы, сера техническая разных модификаций, широкая фракция легких углеводородов, стабильный газовый конденсат, а также горючий газ, являющийся основным источником газоснабжения для г. Астрахань, Астраханской области и республик Северного Кавказа [1].

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Удод Д.В.</i>			<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Охотникова Г.Г.</i>				<i>У</i>	<i>10</i>	<i>85</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

Общее содержание кислых газов (сероводорода и углекислого газа) в природном газе Астраханского газоконденсатного месторождения составляет около 40 % по объему. Газ характеризуется высоким содержанием тяжелых углеводородов C_{5+} и достаточным содержанием компонентов сжиженного газа (этан, пропан и бутан) для экономически выгодного извлечения [3].

1.2 Перспективы развития Астраханского газоперерабатывающего завода

В настоящее время на Астраханском газоперерабатывающем заводе организуется целая система мероприятий, заключающаяся в улучшении качества и расширении разнообразия готовой продукции. Прежде всего, данные действия устремлены в направлении технического перевооружения и реконструкции современных технологий. В перспективе будут внедряться новые сооружения, оборудование, технологические узлы, и утилизироваться устаревшие. Увеличение производственных мощностей позволит расширить объемы выпуска товарных продуктов примерно на 25 %.

Особое внимание уделяют модернизации водоочистных сооружений. Модернизация заключается в применении новых методов очистки сточных вод и рециркуляции очищенных сточных вод в системах промышленного водоснабжения [1]. Для повышения эффективности очистки промышленных сточных вод был разработан флокулянт, получаемый гидролизом бурого угля, отходов производства акрилонитриловых волокон и щелочи. В ходе промышленных испытаний было установлено, что при концентрации 0,1 мг/дм³ нового флокулянта и 2,0 мг/дм³ полиакриламида степень очистки сточных вод от взвешенных частиц достигает 98 % [4].

Одной из последних модернизаций Астраханского ГПЗ является строительство нового газохимического кластера, который будет располагаться на территории завода. Данное предприятие по производству поливинилхлорида (ПВХ) планирует включать в себя производственную мощность по пиролизу, производству полиэтилена и гексена-1, хранению продуктов и другие объекты

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		11

инфраструктуры. Поливинилхлорид сегодня востребован многими отраслями промышленности, начиная от производства медицинского оборудования и заканчивая автомобильной промышленностью. Но основное применение ПВХ – строительство. ПВХ используется при производстве труб и пластиковых окон.

Исходным сырьем для производства ПВХ станет этановая фракция, выделяемая непосредственно на Астраханском ГПЗ. Производительность установки получения ПВХ составит примерно 650 тонн/год.

Важным аспектом при строительстве и запуске данного кластера является экологическая безопасность производства. Так планируется использовать современные технологии, которые практически не будут наносить вред окружающей среде. К задачам повышения экологичности производства относятся: снижение водопотребления и массы загрязняющих веществ в сточных водах; сокращение выбросов загрязняющих веществ; утилизация образующихся отходов и минимизация попадания частиц пластика в окружающую среду в процессе производства. Такой газохимический кластер планируют построить к 2026 году [5].

Также одной из инноваций, предлагаемой к реализации в ближайшее время, является использование беспилотных летательных аппаратов и современного оборудования для лазерного сканирования объектов АГПЗ. Инновационные технические решения помогут создать объемное цифровое изображение Астраханского ГПЗ.

Беспилотный летательный аппарат способен проводить сканирование конкретного участка местности и объектов, расположенных на нем. Реализация метода заключается в следующем:

- устройство определяет направление, в котором испускается луч, и регистрирует время прохождения луча до объекта и обратно;
- ГЛОНАСС- и GPS-совместимые приемники определяют текущее положение сканера;
- инерциальная навигационная система работает совместно со сканером;

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		12

– координаты и углы сканирующего устройства известны, что позволяет однозначно определить абсолютные координаты отмеченной точки отражения.

В качестве беспилотного устройства успешно применяется комплекс «Геоскан 401 Лидар», представленный на рисунке 1.



Рисунок 1 – Геоскан 401 Лидар

Беспилотный комплекс проводит съемку растительных зон, лесных местностей, объектов с большими перепадами высот или вертикальных поверхностей для получения 3D-моделей местности. Лидар использует параметрический генератор света с лазерным источником и выходными параметрами на основе твердотельного лазера. Использование лазерного сканера позволяет изучить природные условия и факторы техногенного воздействия на территорию объекта, создать геоинформационную систему любого назначения и трехмерные модели объектов инфраструктуры, а также диагностировать состояние автомобильных и железных дорог [6].

1.3 Основы процесса осушки природного газа

1.3.1 Влагосодержание и степень осушки природного газа

В пластовых условиях природный газ контактирует с водой. Количество влаги в состоянии насыщения газа при данных температуре и давлении характеризует влагосодержание газа. Присутствие влаги в газе нежелательно, поскольку влага может образовывать гидраты с углеводородными компонентами, что приводит к проблемам транспортировки газа.

Образование гидратов является важной проблемой при эксплуатации га-

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		13

зопроводов. Отложения гидратов на внутренних стенках труб резко снижают их проницаемость, что часто является причиной аварийного отключения трубопровода. Значительные расходы нефтегазовых компаний при транспортировке газа напрямую связаны с затратами на предотвращение гидратообразования [7].

Содержание воды в природном газе зависит от температуры, давления и состава. Чем выше температура и ниже давление пласта, тем больше водяного пара содержится в природном газе. Чем выше содержание тяжелых компонентов, сероводорода и углекислого газа в природном газе, тем выше содержание воды. Влага является ядом для большинства катализаторов, используемых в каталитических процессах переработки газа. Присутствие паров воды в газе инициирует коррозию технологического оборудования, особенно если перерабатываемый газ является высокосернистым [8].

Осушка газа – процесс извлечения влаги, содержащейся в перерабатываемом газе. Параметром, характеризующим влажный газ, является температура точки росы.

Температура точки росы – это максимальная температура, при которой происходит насыщение газа водяными парами, то есть могут конденсироваться капли влаги. Степень осушки газа или депрессия точки росы определяется как разница между точками росы влажного и осушенного газа. Она зависит от дальнейшего назначения газа: если его направляют потребителю, то точка росы должна быть на несколько градусов ниже, чем минимальная температура охлаждения газа при транспортировке. Если газ направляется на дальнейшую переработку, то степень осушки задается исходя из такого технологического параметра процесса, как предполагаемая рабочая температура последующих этапов переработки.

Осушка газа является необходимым этапом переработки природного газа. Для осушки газа используются различные методы, в том числе: осушка прямым охлаждением, абсорбционная и адсорбционная осушка.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		14

1.3.2 Осушка прямым охлаждением

В основе данного метода лежит охлаждение газа при неизменном давлении. В результате протекания процесса избыточная влага конденсируется, а затем удаляется из процесса. При этом точка росы газа значительно снижается. Этот метод является физическим и применяется только для предварительного извлечения основного содержания влаги перед применением более глубоких методов осушки.

Прямое охлаждение может осуществляться в комбинации с другими методами. Самостоятельного применения в промышленности этот метод не нашел, поскольку не обеспечивает глубокую осушку газа, а, следовательно, и высокую депрессию точки росы. В отделенном от осушенного газа водном конденсате остается некоторое количество растворенного газа, что приводит к потерям природного газа [9].

1.3.3 Абсорбционная осушка

Абсорбционная осушка нашла широкое применение в России как метод удаления влаги из природного газа. Физико-химической основой процесса является селективное поглощение паров воды из газа жидкими абсорбентами при непосредственном контакте в аппарате. В ходе процесса осушаемый газ проточно контактирует с подаваемым сверху осушителем на контактных тарелках. Осушка газа протекает, пока значение парциального давления поглощенной влаги не достигнет значения парциального давления над жидкостью.

К преимуществам абсорбционной осушки относятся [10]:

- возможность осушки газов, содержащих токсичные компоненты, отравляющие твердый адсорбент (быстрая дезактивация цеолитов при большом содержании тиолов в газе);
- непрерывность процесса;
- автоматическая система управления.

Наиболее широкое распространение в качестве абсорбентов получили гликоли, в частности диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ). В ка-

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		15

честве осушителей первоначально использовались глицерин и моноэтиленгликоль (МЭГ), обладающие более низкой стоимостью. Затем перешли на менее летучие компоненты – ДЭГ и ТЭГ. В России использование в качестве абсорбента ТЭГ носит единичный характер (в связи с высокой стоимостью), хотя за рубежом ТЭГ широко используется благодаря такому технологическому преимуществу, как низкие потери в системе осушки.

Производные ДЭГ и ТЭГ, а также побочные продукты, образующиеся при их производстве (тетраэтилкарбинол, пропиленгликоль) не нашли широкого применения в качестве абсорбентов, так как образуют трудно регенерируемые компоненты [11].

К жидким поглотителям предъявляется ряд требований:

- высокая поглотительная способность;
- малая коррозионная активность;
- регенерируемость;
- низкая стоимость;
- простота в применении;
- высокая селективность к компонентам газа;
- высокая устойчивость к окислению и разложению;
- температура кипения, отличающаяся от температуры кипения воды для дальнейшего разделения абсорбента и воды;
- нетоксичность.

Осушка природного газа жидкими поглотителями осуществляется двумя способами: в барботажных аппаратах и с впрыском гликоля в поток газа. Технологическая схема установки осушки природного газа в барботажных абсорберах представлена на рисунке 2 [9].

Сырой газ с промысла, очищенный в пылеуловителе 1 от механических примесей поступает в низ абсорбционной колонны 3. На верхнюю тарелку абсорбционной колонны 3 подается регенерированный абсорбент. Осушенный газ выходит с верха абсорбционной колонны 3. Насыщенный влагой абсорбент

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		16

проходит теплообменник 5, где подогревается обратным потоком регенерированного абсорбента, выветриватель 7, теплообменник 6 и направляется в десорбер 10. Десорбер 10 оборудован глухой тарелкой. С глухой тарелки абсорбент поступает в выносной испаритель 11, где нагревается водяным паром. Часть абсорбента возвращается в десорбер 10 для поддержания температурного режима, а часть направляется через систему теплообменников 6 и 5, холодильников 4 на верхнюю тарелку абсорбционной колонны 3. Пары воды и газы с верхней части десорбера 10 охлаждаются и конденсируются в холодильнике-конденсаторе 13. Часть конденсата возвращается в колонну для орошения, а часть выводится с установки. Несконденсировавшиеся газы стравливаются в атмосферу.

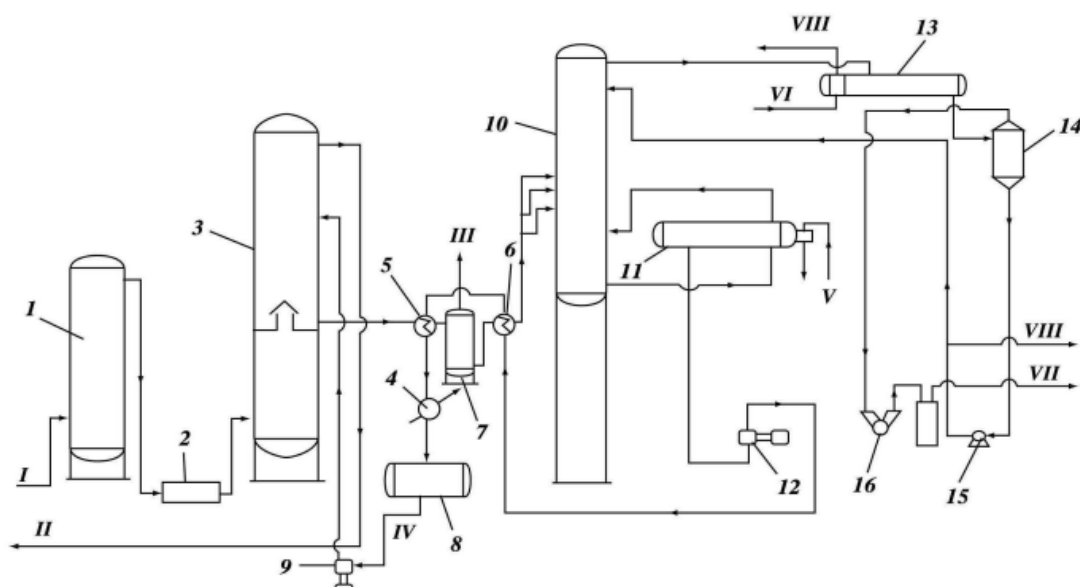


Рисунок 2 – Технологическая схема установки осушки природного газа в барботажных абсорберах:

1 – пылеуловитель; 2 – замерный пункт; 3 – абсорбционная колонна; 4 – холодильник; 5, 6 – теплообменники; 7 – выветриватель; 8 – промежуточная емкость ДЭГ; 9, 12, 15 – насосы; 10 – десорбер; 11 – испаритель; 13 – холодильник-конденсатор; 14 – емкость конденсата; 16 – вакуум-насос; I – сырой газ; II – осушенный газ; III – газы выветривания; IV – регенерированный ДЭГ; V – водяной пар; VI – охлаждающая вода; VII – выброс паров в атмосферу; VIII – выброс конденсата в канализацию

						ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			17

Установка осушки газа с впрыском гликоля (рисунок 3) состоит из следующих узлов:

- узел впрыска гликоля;
- узел трехфазного разделения;
- узел регенерации гликоля.

Распыление раствора производится с помощью форсунок. Распыленная жидкость контактирует с противоточным быстродвижущимся газовым потоком, образуя интенсивную площадь массообмена. Оптимальная температура процесса находится в пределах от 15 °С до 30 °С. Если температура процесса слишком низкая, вязкость впрыскиваемой жидкости увеличивается, что вызывает следующие проблемы. При более высоких температурах упругость паров гликолей увеличивается, что приводит к повышенному испарению и потере абсорбента.

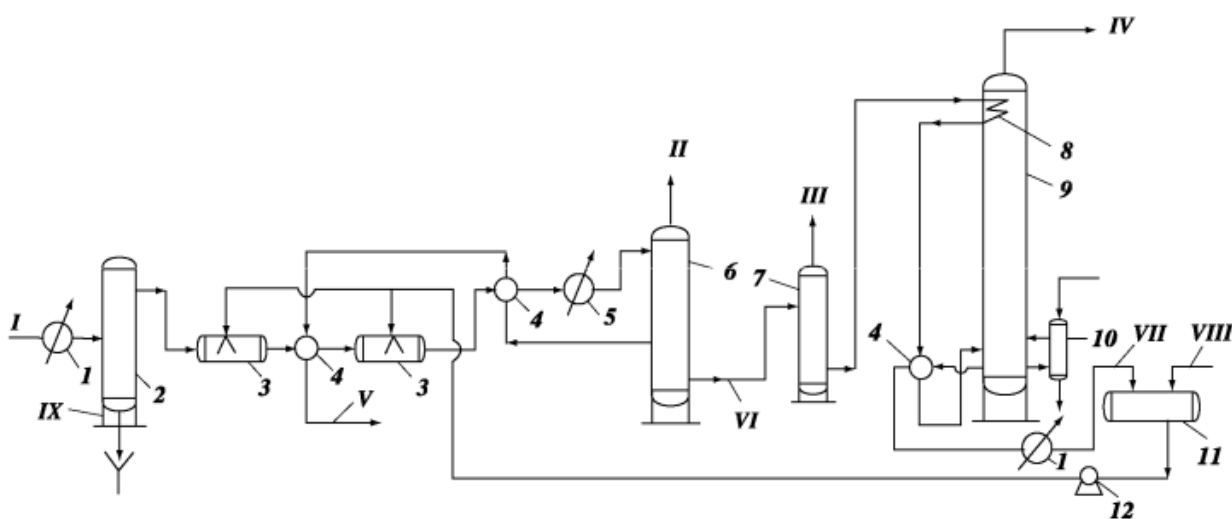


Рисунок 3 – Принципиальная схема установки осушки газа с впрыском гликоля:

1 – водяной холодильник; 2 – сепаратор; 3 – узел впрыска гликоля; 4 – теплообменник; 5 – пропановый холодильник; 6 – трехфазный сепаратор; 7 – вентуризатор; 8 – змеевик; 9 – отпарная колонна; 10 – кипятильник; 11 – емкость для гликоля; 12 – насос; I – сырой газ; II – осушенный газ; III – газы выветривания; IV – пары воды; V – конденсат; VI – насыщенный гликоль; VII – регенерированный гликоль; VIII – свежий гликоль; IX – вода

					ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		18

Сырой газ проходит холодильник 1, сепаратор 2, а затем направляется в узел впрыска гликоля 3. Впрыск гликоля осуществляется в теплообменник 5. Далее газ последовательно охлаждается в теплообменнике 4 и пропановом холодильнике 5. После этого газ поступает в трехфазный сепаратор 6.

Осушенный газ направляется на дальнейшую переработку. Конденсат из сепаратора проходит систему теплообменников и также направляется на дальнейшую переработку.

Насыщенный гликоль направляется через выветриватель 7 в змеевик 8 отпарной колонны 9 для регенерации. Водяной пар частично конденсируется, обеспечивая орошение колонны. Затем насыщенный гликоль направляется в куб испарительной колонны. Образующиеся пары воды выбрасываются в атмосферу. Регенерированный гликоль через теплообменник 4 и холодильник 1 прокачивается насосом 12 в систему впрыска гликоля 3.

Метод впрыска гликоля в комбинации с прямым охлаждением газа позволяет понизить точку росы, одновременно осушить газ и использовать осушитель с концентрацией 80 %. Недостатком данного метода являются большие потери гликоля, уносимого вместе с углеводородным конденсатом.

1.3.4 Сравнительная характеристика абсорбентов

Чаще всего в качестве абсорбентов используются гликоли, которые смешиваются с водой в любых соотношениях. Их растворы не вызывают коррозию оборудования, что дает им дополнительное преимущество по сравнению с другими осушителями. В таблице 1 приведена сравнительная характеристика гликолей [12-14].

Таблица 1– Сравнительная характеристика абсорбентов

Абсорбент	Преимущества	Недостатки
1	2	3
ЭГ	1. Низкая температура замерзания. 2. Низкая стоимость.	1. Высокое давление насыщенных паров.

1	2	3
	<p>3. Меньшая вязкость.</p> <p>4. Низкая растворимость в углеводородном конденсате, что снижает их потери.</p> <p>5. Самый стойкий к аутоокислению.</p> <p>6. Более экологичен, вследствие полного биологического разложения при попадании в водоемы.</p>	
ДЭГ	<p>1. Высокая гигроскопичность.</p> <p>2. Оптимальное отношение цена / качество.</p>	<p>1. Температура разложения составляет 164 °С, поэтому часть конденсата остается в растворе, что будет ухудшать поглотительную способность.</p>
ТЭГ	<p>1. Низкое давление насыщенных паров, следовательно, потери при регенерации будут ниже.</p> <p>2. Более низкое значение точки росы по сравнению с ДЭГ (депрессия до 45 °С).</p> <p>3. Регенерация без применения вакуума до концентрации 98,1 %.</p>	<p>1. Высокая стоимость.</p> <p>2. Большие капитальные затраты.</p>

1	2	3
	<p>4. Возможность нагрева до более высоких температур, чем ДЭГ (в связи с более высокой температурой разложения равной 206 °С).</p> <p>5. Высокая температура начала разложения (206 °С).</p>	
<p>Раствор: 10 % – 30 % МЭА, 60 % – 80 % ДЭГ, 5 % – 10 % воды</p>	<p>1. Одновременная осушка и очистка от сероводорода и углекислого газа.</p> <p>2. Низкое пенообразование.</p>	<p>1. Высокие потери из-за уноса (по сравнению с ТЭГ).</p> <p>2. Коррозионность при температурах регенерации.</p> <p>3. Применяется только для очистки и осушки кислых газов.</p>

1.3.5 Адсорбционная осушка

Адсорбционная осушка – это процесс селективного поглощения молекул воды из газовой смеси твердым поглотителем (адсорбентом) с последующим извлечением внешними воздействиями (повышением температуры или снижением давления). Метод эффективен в тех случаях, когда требуется депрессия точки росы до 100 °С [15].

Процесс осушки включает три стадии:

- адсорбция;
- горячая регенерация адсорбента;
- охлаждение адсорбента.

Продолжительность цикла адсорбции составляет 12 часов, с возможностью коррекции содержания воды в сырьевом газе. Каждый слой адсорбента регенерируется в течение 6 часов, а затем охлаждается в течение 6 часов, после чего переходит в режим адсорбции. Адсорбция проводится при температуре от 35 °С до 50 °С, давлении от 8 до 12 МПа. Продолжительность контакта адсорбента с газом составляет не более 10 секунд.

Затем начинается процесс регенерации адсорбента – это вытеснение из пор адсорбента молекул воды с помощью нагрева. Нагрев производится горячим газом из трубчатого нагревателя. Регенерация (десорбция) начинается, когда температура адсорбента достигает 160 °С для силикагелей, или 280 °С для цеолитов. Процесс охлаждения начинается после завершения десорбции, при этом продувка осуществляется исходным холодным газом.

В качестве адсорбентов применяют силикагели, алюмосиликаты, активированный оксид алюминия, бокситы и молекулярные сита (цеолиты). Молекулярные сита одновременно с водой поглощают сероводород и углекислый газ, таким образом происходит не только осушка, но и очистка от кислых компонентов. Существует ряд требований, предъявляемых к адсорбенту. К основным требованиям относятся:

- высокая поглощательная способность;
- простота регенерации;
- высокая механическая прочность и прочность на истирание;
- невысокая стоимость;
- малое сопротивление потоку газа.

Чаще всего в промышленных условиях используют силикагель, который обладает рядом преимуществ, в том числе низкой себестоимостью и низкими энергозатратами на регенерацию.

Принципиальная схема установки адсорбционной осушки приведена на рисунке 4. Принципиальная схема включает два адсорбера, один из которых находится на стадии адсорбции, другой – регенерации [9].

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		22

Поток сырьевого газа, проходя через сепаратор *1*, подается сверху вниз в адсорбер *4*, работающий в стадии адсорбции. Осушенный в адсорбере *4* сырьевой газ выводится с установки. Часть исходного газа после сепаратора *1* пропускается через подогреватель *3*, а затем поступает в адсорбер *5* снизу-вверх для регенерации адсорбента. Далее газ регенерации проходит теплообменник *8* для охлаждения, сепаратор *6* для отделения воды, а затем смешивается с основным потоком.

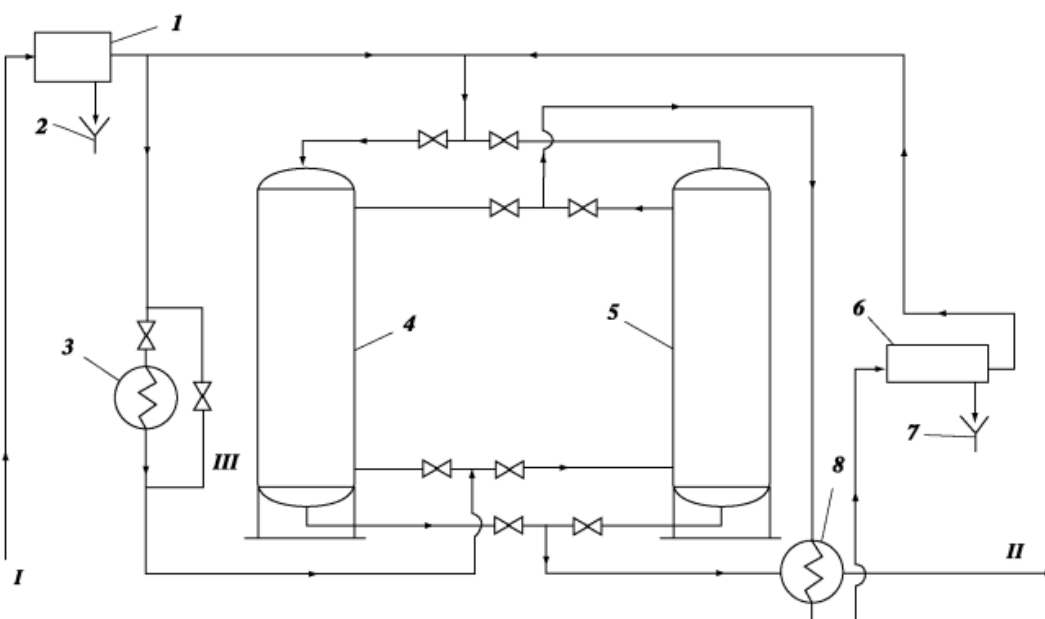


Рисунок 4 – Принципиальная схема установки адсорбционной осушки:
 1, 6 – сепаратор; 2, 7 – сбор стоков; 3 – подогреватель; 4, 5 – адсорбер; 8 – холодильник; I – влажный газ; II – осушенный газ; III – обводная линия

1.3.6 Сравнительная характеристика адсорбентов

Широкое применение в промышленности нашли такие осушители, как молекулярные сита, активные угли, алюмогели и силикагели. Наиболее важной характеристикой адсорбентов является их активность – величина, показывающая количество адсорбированного вещества по отношению к количеству адсорбента при данной температуре, давлении и концентрации извлекаемого компонента в исходной газовой или жидкой фазе. В процессе эксплуатации активность адсорбента снижается.

Снижение адсорбционных свойств связано с уменьшением площади активной поверхности за счет образования коксовых отложений, нарушением условий эксплуатации, а также с неполной регенерацией адсорбента. Сравнительная характеристика адсорбентов приведена в таблице 2 [16].

Таблица 2 – Сравнительная характеристика адсорбентов

Адсорбент	Преимущества	Недостатки
1	2	3
Активные угли	<ol style="list-style-type: none"> 1. Высокая механическая прочность. 2. Большая удельная поверхность. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Горючесть. 2. Гидрофобность. 3. Содержание зольных примесей, являющихся кристаллизаторами многих нежелательных реакций.
Силикагель	<ol style="list-style-type: none"> 1. Низкие энергозатраты на регенерацию. 2. Низкая себестоимость при крупнотоннажном производстве. 3. Хорошие гидрофильные свойства. 4. Высокая механическая прочность к истиранию и раздавливанию. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Разрушение под действием капельной влаги. 2. Легко сорбирует масла, образующие смолистые соединения, которые закупоривают поры.
Синтетические цеолиты	<ol style="list-style-type: none"> 1. Высокая прочность. 2. Обеспечение самой низкой точки росы. 3. Высокая степень осушки. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Высокая стоимость.

1	2	3
	4. Осушка газа при повышенных температурах. 5. Одновременное извлечение воды и сероводорода.	
Алюмогель	1. Устойчивость к каплям воды. 2. Термическая стабильность. 3. Доступность сырья.	1. Адсорбционная емкость уменьшается с увеличением циклов регенерации.

1.4 Основы процесса отбензинивания природного газа

В состав природных газов входят углеводороды метанового ряда. Метан и, частично, этан – это основные составляющие газа, который используется в качестве газового топлива в быту и в промышленности. Нежелательными компонентами газового топлива являются пропан, бутан и пентан, хотя они и являются ценными продуктами. Поэтому при отправлении природного газа потребителю необходимо извлечь из него углеводороды от этана и выше [17].

1.4.1 Методы отбензинивания

К основным технологическим методам извлечения углеводородов от этана до пентана из сырого газа относятся низкотемпературные методы. Развитие низкотемпературных методов разделения углеводородных газов обусловлено ростом спроса на индивидуальные углеводороды и сжиженные газы.

Для отбензинивания газов используют четыре метода: низкотемпературная сепарация; низкотемпературная конденсация или ректификация; низкотемпературное абсорбционное отбензинивание; низкотемпературное адсорбционное отбензинивание [18].

1.4.1.1 Низкотемпературная сепарация

Установка низкотемпературной сепарации предназначена для извлечения из природного газа воды и газового конденсата. Сущность метода заключается

Отсепарированный газ с верха аппарата поступает в теплообменник 3, а затем направляется в магистральный газопровод. С низа аппарата выходит жидкая фаза, охлаждается при прохождении дросселя 4, и направляется в сепаратор 6. С верха сепаратора 6 отделяется газ выветривания, который затем смешивается с основным газовым потоком. Ингибитор гидратообразования направляется на регенерацию, а образовавшийся нестабильный газовый конденсат на стабилизацию [18].

Работа установки низкотемпературной сепарации зависит от состава исходного газа и технологических параметров. Чем ниже температура процесса и больше тяжелых углеводородов в газе, тем выше степень извлечения.

Экономические показатели установок низкотемпературной сепарации далеки от идеала. Речь идет об обеспечении установки ингибитором гидратообразования доставка которого является дорогостоящей. В связи с тем, что процесс протекает при низких температурах, введение ингибитора гидратообразования является необходимым. Отсутствие ингибитора приводит к образованию гидратов, забивающих трубки теплообменников, и дальнейшей остановке процесса.

Поскольку температура конденсации пропана минус 40 °С, а температура проведения процесса до минус 30 °С, снижается эффективное использование имеющихся ресурсов, что характеризуется отсутствием глубокого извлечения пропана из товарного газа. Процесс низкотемпературной сепарации был заменен процессом низкотемпературной конденсации, который характеризуется более низкими температурами [15].

1.4.1.2 Низкотемпературная конденсация

В процессе низкотемпературной конденсации природный газ охлаждается до заданной степени конденсации газовой фазы, которая определяется необходимой глубиной извлечения целевого компонента. Для этого рассчитывается конечная температура процесса охлаждения. Схема установки НТК с применением турбодетандера представлена на рисунке 6.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		27

нагревается в ребойлере 7 и возвращается в нижнюю часть колонны для поддержания температурного режима [9].

1.4.1.3 Абсорбционное и адсорбционное отбензинивание

На газоперерабатывающих заводах абсорбционный метод отбензинивания является наиболее распространенным. Сущность метода заключается в избирательном поглощении тяжелых углеводородов из природного газа жидкими абсорбентами, такими как бензин или керосин. В настоящее время извлечение тяжелых углеводородов из газов с применением абсорбционных процессов включают в себя абсорбционно-отпарные колонны (АОК). АОК используется с целью частичного отпаривания метана, а иногда и этана. Абсорбцию проводят при температурах не более 40 °С и давлении до 5 МПа.

Разновидностью абсорбционных методов является маслоабсорбционное отбензинивание. Степень извлечения фракции C₃ соответствует пределу от 60 % до 90 %, фракции C₄ – от 80 % до 98 %, фракции C₅₊ – до 99 %. Процесс проводится при температуре окружающего воздуха.

Еще одним видом абсорбционного отбензинивания является низкотемпературная абсорбция. Для повышения степени извлечения тяжелых углеводородов из природного газа применяют снижение температуры газа перед входом в абсорбционную колонну и в самой колонне. Это позволяет отделить большую часть сжиженных углеводородов до начала абсорбции [19].

Адсорбционный метод основан на селективном поглощении тяжелых углеводородов твердым поглотителем. Данный метод используют при очень низких концентрациях тяжелых углеводородов в газе. В настоящее время данный метод модернизирован в так называемую короткоцикловую адсорбцию (КЦА).

Чаще всего в качестве твердых поглотителей используют активированные угли, цеолиты и силикагели. Активированный уголь обладает высокой адсорбционной активностью по углеводородам, но не поглощает воду и не обеспечивает одновременную осушку. В отличие от активированных углей мине-

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		29

ральные сорбенты, не являясь гидрофобными, обеспечивают осушку, тем самым превосходят по селективности и эффективности отбензинивания природных газов.

Главным преимуществом КЦА перед традиционной адсорбционной осушкой является устранение стадии нагрева при регенерации адсорбента и сокращение длительности адсорбционной стадии до нескольких минут [20].

1.5 Модернизация установки осушки для повышения эффективности процесса

В процессе эксплуатации установки осушки и отбензинивания природного газа были выявлены проектные недоработки, которые привели к интенсивному гидратообразованию. Для снижения степени гидратообразования возможны следующие направления модернизации установки осушки на Астраханском газоперерабатывающем заводе: усовершенствование распределительных устройств адсорберов; применение новых цеолитов; улучшение процессов подготовки сырья к процессу адсорбционной осушки; оптимизация технологических параметров процесса адсорбции и регенерации цеолита; объединение различных способов осушки природного газа.

Причиной снижения загрузки сырья стало активное гидратообразования в блоке отбензинивания, что в результате привело к остановкам турбодетандеров. На первых порах в связи с работой блока отбензинивания природного газа только по одной полулинии любая остановка приводила к снижению выпуска ШФЛУ, а также к ухудшению качества товарного газа. Из-за интенсивного гидратообразования приходилось осуществлять постоянные прокачки метанола, вследствие чего происходило прекращение работы полулинии. Обогрев производился в течение 24 часов один раз в два месяца.

В летнее время очищенный от кислых компонентов газ поступал на установку осушки с высокой температурой, превосходящей допустимые значения на 10 °С и более. Недопустимая температура приводила к общему затеплению

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		30

установки осушки и отбензинивания, что влекло интенсивное гидратообразование холодного блока. Обессеренный газ, поступающий на установку осушки, имел высокое содержание влаги, и в конце стадии адсорбции на абсорбенте происходил «проскок», то есть содержание влаги в товарном газе превышало допустимые нормы.

Решением данных проблем было следующее:

– для охлаждения газа, очищенного от кислых примесей, с температуры 65 °С до 49 °С осуществлена переобвязка теплообменного аппарата, находящегося на охлаждении товарного газа;

– для эффективного разгидрачивания технологического оборудования (насосов, теплообменных аппаратов, турбодетандеров) были смонтированы узлы впрыска подачи метанола в указанные точки;

– смонтированы дополнительные входные сепараторы перед колонной промывки, что в случае вспенивания амина позволит произвести более глубокое отделение воды.

Вышеуказанные меры стабилизировали работу установки на некоторое время, но обогрев технологического оборудования, подвергшегося загидрачиванию, производился периодически, так как высокая степень осушки не поддерживалась в течение постоянного времени работы цеолита. Непоглощенная влага откладывалась в виде кристаллогидратов в теплообменных аппаратах, насосах и другом оборудовании.

Для решения данной проблемы на установке были использованы испарители метанола. Часть газового потока после процесса осушки направлялась в испарители, где проходила через пары метанола, и затем смешивалась с основным потоком газа. В результате этого непоглощенная на цеолитах влага соединялась с парами метанола, тем самым предотвращая выпадение кристаллогидратов [21].

Перспективным направлением модернизации установки является усовершенствование конструкции адсорбера и внедрение в технологическую схему.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		31

Существующая конструкция адсорбера представлена на рисунке 7. Конструкция усовершенствованного адсорбера представлена на рисунке 8.

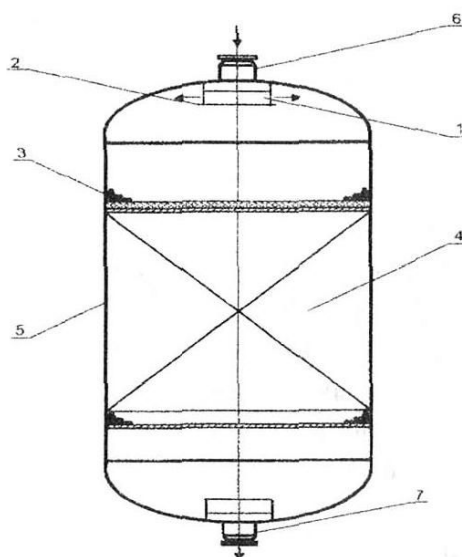


Рисунок 7 – Конструкция адсорбера:

1 – входной патрубок; 2 – круглая перегородка; 3 – керамические шары; 4 – адсорбент; 5 – корпус; 6 – штуцер входа газа; 7 – штуцер выхода газа

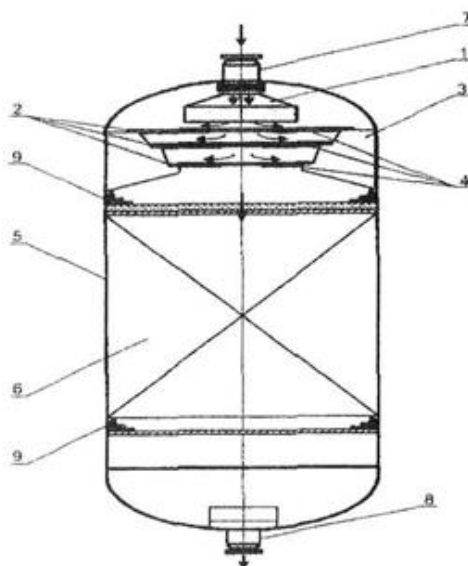


Рисунок 8 – Конструкция адсорбера с модернизированным распределительным устройством:

1 – входной патрубок; 2 – кольца распределительного устройства; 3 - радиальные опоры; 4 – постоянные магниты с креплением; 5 – корпус; 6 – адсорбент; 7 – штуцер входа газа; 8 – штуцер выхода газа; 9 – керамические шары

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.892557.180301.ПЗ

Лист

32

Внедрение усовершенствованного распределительного устройства для природного газа позволит более эффективно использовать цеолит. Обессеренный газ после прохождения промывной колонны представляет собой смесь, состоящую из углеводородов от C_1 до C_4 , следов ДЭА, и воды, поэтому газовый поток можно рассмотреть, как дисперсную систему, способную меняться под воздействием внешних полей. Молекулы воды и ДЭА – это вещества, являющиеся диполями, «восприимчивы» к действию магнитных полей при их пересечении.

Кольцевое устройство состоит из двух колец различного диаметра и поперечной круглой перегородки. Находясь в положении между кольцами и перегородкой на газ оказывает воздействие постоянное магнитное поле, создаваемое двенадцатью магнитами. При этом обеспечивается значение магнитной индукции в пределах от 0,050 до 0,012 Тл. Распределительно устройство представлено на рисунке 9.

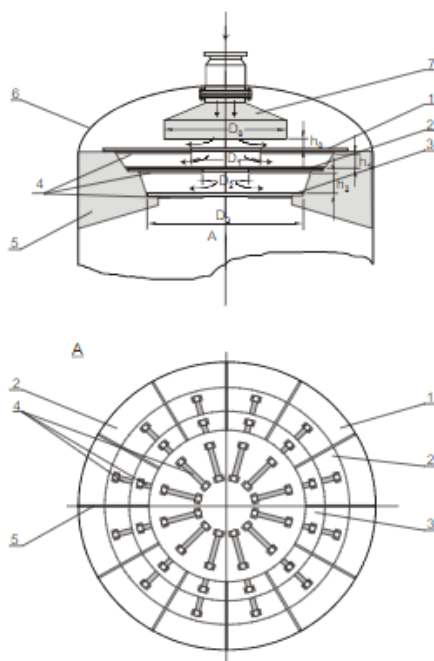


Рисунок 9 – Кольцевое распределительно устройство:

1 – верхнее кольцо; 2 – внутреннее кольцо; 3 – круглая перегородка; 4 – постоянные магниты с креплениями, установленными на нижней стороне колец и круглой перегородки; 5 – радиальная крепёжная опора; 6 – адсорбер; 7 – входной патрубков для газа

					ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		33

Применение усовершенствованного кольцевого устройства позволяет выровнять движение газового потока по всему аппарату в течении полного цикла адсорбции, а также практически исключить «мёртвое» пространство в слое адсорбента [22].

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		34

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и продукции установки осушки и отбензинивания природного газа

Сырье установки – обессеренный газ с установки очистки газа сепарации от кислых компонентов раствором диэтаноламина. Обессеренный газ содержит не более 0,02 % по объему диоксида углерода и 0,012 г/м³ сероводорода.

Установка осушки и отбензинивания производит товарный газ по ГОСТ 5542-2014 «Газы горючие природные для промышленного и коммунально-бытового назначения», и ШФЛУ, подаваемую на комбинированную установку переработки газового конденсата для получения товарных сжиженных газов [23].

Кроме товарного газа и ШФЛУ продуктом установки осушки и отбензинивания являются [3]:

- газ регенерации, направляемый на установку очистки газа от кислых примесей или в топливную сеть завода;
- конденсат, направляемый на установку стабилизации газового конденсата;
- этановая фракция, отбираемая с 12 тарелки колонны деэтанизации, направляется на установку очистки и компримирования газов стабилизации конденсата.

Общая характеристика продукции представлена в таблице 3.

Таблица 3 – Общая характеристика продукции

Наименование	Показатели	Значение
1	2	3
Товарный газ	Точка росы по влаге, °С, не выше	

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Удод Д.В.</i>				<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>	<i>Охотникова Г.Г</i>					<i>У</i>	<i>35</i>	<i>85</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>					<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

Продолжение таблицы 3

1	2	3
	В летний период В зимний период Точка росы по углеводородам, °С, не выше В летний период В зимний период	минус 3 минус 5 0 0
ШФЛУ	Массовая доля компонентов, % по объему: сумма метана и этана, не более пропан, не менее сумма бутанов и пентанов, не менее сумма гексанов и более тяжёлых углеводородов, не более	5,00 – 40,00 30,00
	Массовая доля, % по объему: сероводорода и меркаптановой серы, не более	0,40
Газ регенерации	Компонентный состав, % по объему: вода сероводород диоксид углерода азот метан этан пропан бутан пентан	0,22 – 0,02 4,40 89,30 2,88 1,73 0,60 0,49

1	2	3
	углеводороды C ₆₊ меркаптаны	0,30 0,06
Этановая фракция	Компонентный состав, % по объему: сероводород диоксид углерода азот метан этан пропан бутан пентан углеводороды C ₆₊ меркаптаны серооксид углерода	0,01 0,04 0,06 17,57 61,54 18,32 1,61 0,40 0,05 0,03 0,37
Углеводород- ный конденсат	Компонентный состав, % по объему: азот метан этан пропан бутан пентан гексан и более тяжёлые углеводороды сернистые соединения	0,30 24,54 3,35 5,64 5,03 10,52 48,94 1,68
Технологиче- ская вода	Содержание, мг/дм ³ : аминов, не более хлоридов, не более углеводородов, не более	250,00 10,00 1000,00

В соответствии с ГОСТ 5542-2014 «Газы горючие природные для промышленного и коммунально-бытового назначения» содержание сероводорода и меркаптановой серы в товарном газе не должно превышать 0,02 г/м³ и 0,036 г/м³ соответственно [23].

2.2 Адсорбент, применяемый для осушки природного газа на Астраханском ГПЗ

Необычно высокие температуры окружающего воздуха в летнее время снижают эффективность очистки газа от кислых примесей и повышают температуру газа, подаваемого на блок осушки и отбензинивания. Дальнейшую переработку осушенного газа проводят с использованием цеолитов, которые не имеют большого объема пор, но обладают высокой адсорбционной емкостью по воде. Цеолиты характеризуются постоянной адсорбционной способностью при любой влажности газа в широком интервале температур.

Осушка газа, поступающего с установки очистки от кислых примесей, происходит в адсорбере. Адсорбер представляет собой вертикальный цельносварной аппарат, обеспеченный патрубками для подключения технологических трубопроводов, люками-лазами для возможности проведения внутренних работ, патрубком для выгрузки адсорбента. В нижней части адсорбера уложены керамические шары, затем опорная конструкция и сетка. Адсорбер с применяемым цеолитом представлен на рисунке 10.

Осушка газа осуществляется на молекулярных ситах NaA-Y диаметром 1,6 и 3,2 мм, загруженных в адсорбер в два слоя по высоте. Данный цеолит также обладает адсорбционной способностью по сероводороду, но в первую очередь будет проходить адсорбция воды по ходу движения газа, поскольку дипольный момент воды больше чем сероводорода. Фронт адсорбции воды будет располагаться первым по ходу движения газа [24].

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		38

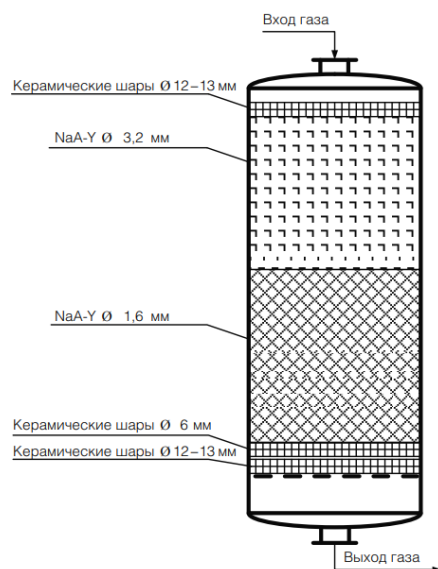


Рисунок 10 – Адсорбер блока осушки природного газа

В ближайшее время, в связи с ожидаемым переходом на требования, установленные к качеству товарного газа техническим регламентом Евразийского экономического союза «О безопасности газа горючего природного, подготовленного к транспортировке и (или) использованию», в природном топливном газе, поставляемом и транспортируемом по магистральным трубопроводам, максимальное содержание сероводорода, меркаптановой серы и общей серы не должно превышать $0,007 \text{ г/м}^3$, $0,016 \text{ г/м}^3$ и $0,030 \text{ г/м}^3$ соответственно [25].

2.3 Описание технологической схемы осушки природного газа

На рисунке 11 представлена технологическая схема блока осушки природного газа на Астраханском ГПЗ.

Установка осушки и отбензинивания обессеренного газа состоит из двух идентичных и независимых полулиний. Каждая полулиния перерабатывает половину обессеренного газа, поступающего от 4-х установок очистки газа сепарации от кислых компонентов.

Сырьевой обессеренный газ поступает на границу установки под давлением 63 кгс/см^2 , с температурой не более $55 \text{ }^\circ\text{C}$. Сырьевой газ поступает в колонну промывки *КП-1*, в которой происходит очистка газа от капельной фазы амина. В верхней части колонны установлена насадка из колец «Палля-2».

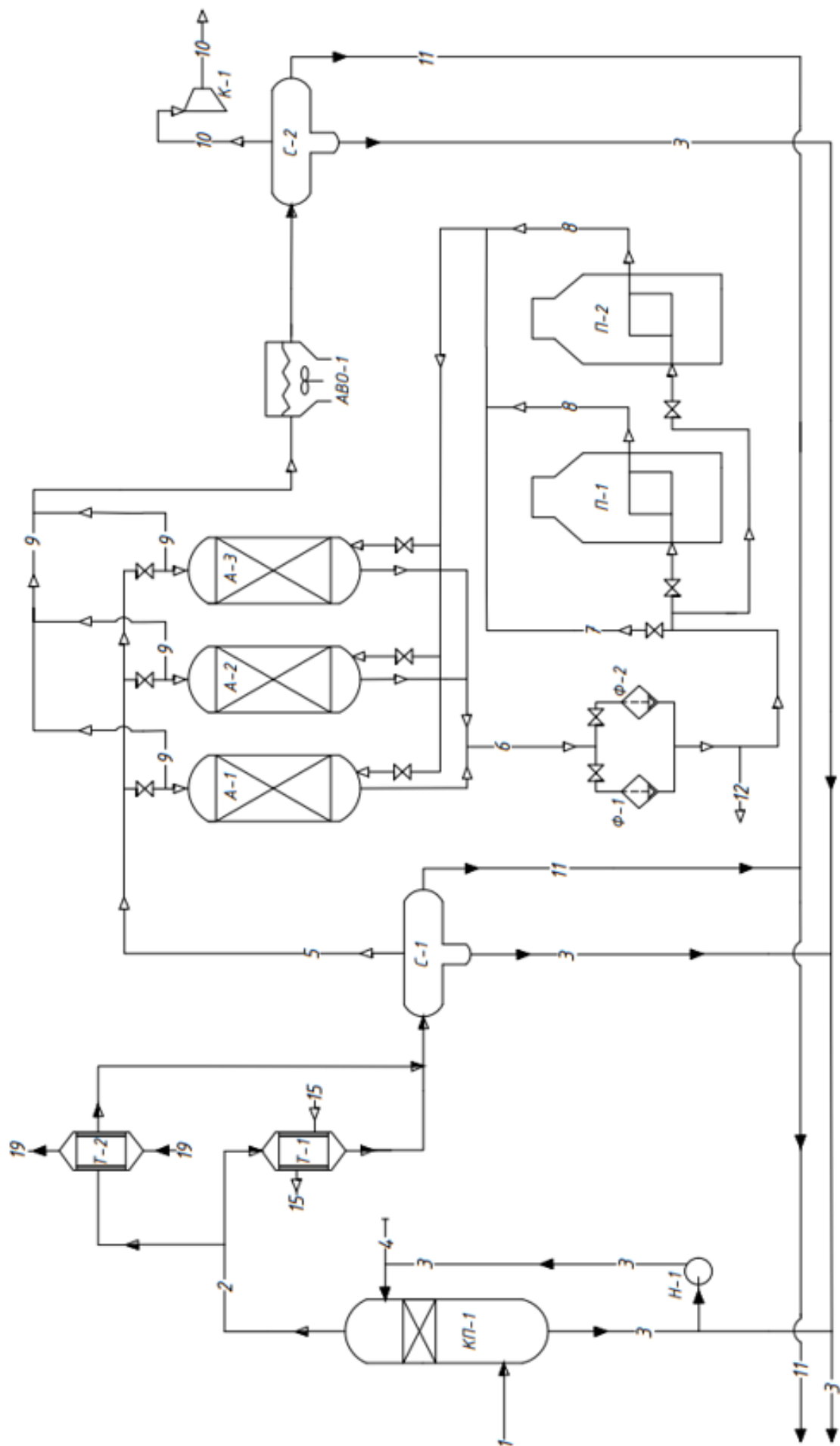


Рисунок 11 – Технологическая схема блока осушки природного газа на Астраханском ГПЗ

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.892557.180301.ПЗ

Колонна оборудована каплеотбойником из нержавеющей сетки. Промывка осуществляется деминерализованной водой, избыток которой отводится на установку очистки газа сепарации от кислых компонентов. После промывной колонны *КП-1* газ разделяется на два потока. Первый поток поступает в теплообменник *T-1*, предназначенный для охлаждения до температуры не выше 30 °С, а второй – в теплообменник *T-2*, где охлаждается до 25 °С образным потоком товарного газа.

Охлажденный в теплообменниках *T-1* и *T-2* газ поступает в горизонтальный сепаратор *C-1*, где от газа отделяется водный конденсат и жидкие углеводороды. Вода из куба *C-1* выводится на установку очистки газа сепарации от кислых компонентов. Жидкие углеводороды отводятся на установку стабилизации. Окончательное удаление воды происходит на цеолитовом адсорбенте. Осушка обессеренного газа производится в трех адсорберах *A-1/A-2/A-3*. Подача сырьевого газа в адсорбер, работающий в режиме адсорбции, осуществляется сверху вниз. После окончания цикла адсорбции аппарат переключается в режим регенерации.

По окончании процесса регенерации осуществляется переключение адсорбера в режим охлаждения. После разделения в сепараторе *C-1* газ поступает в адсорбер *A-1*, работающий в режиме адсорбции. Вода удаляется на молекулярных ситах путем физической адсорбции до содержания 1 ppm объемных в осушенном газе. Осушенный в адсорбере *A-1* сырьевой газ подается на фильтры *Ф-1/Ф-2* осушенного газа для фильтрации от цеолитовой пыли, унесенной из адсорберов. После очистки на фильтре *Ф-1/Ф-2* газ разделяется на два потока: первый поток направляется в блок отбензинивания, второй поток – в печь *П-1/П-2* для регенерации адсорбента. Продолжительность стадии регенерации составляет 4 часа, охлаждения – до 3,5 часов.

Газ поступает в печь *П-1/П-2* для подогрева до 300 °С и последующего использования для регенерации адсорбента. Газ регенерации снизу-вверх поступает в адсорбер *A-2*, находящийся в стадии регенерации, где разогревает мо-

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		41

лекулярные сита, испаряет и уносит влагу. Насыщенный водой газ регенерации поступает в аппарат воздушного охлаждения *АВО-1*, где охлаждается до температуры не более 50 °С. Из *АВО-1* газ регенерации поступает в трехфазный сепаратор *С-2* для отделения сконденсированной воды и углеводородного конденсата. Газ регенерации из сепаратора *С-2* направляется на всас компрессора *К-1*, и подается на установку очистки газа от сероводорода.

2.4 Описание технологической схемы отбензинивания природного газа

На рисунке 12 представлена схема блока отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ.

Газ после фильтра *Ф-1/Ф-2* направляется параллельными потоками в теплообменник *Т-3* и *Т-4*. После теплообменников охлажденная до температуры минус 50 °С газоконденсатная смесь поступает в сепаратор *С-3*, где производится разделение на газовую и жидкую фазу. Сепаратор *С-3* оборудован каплеотбойником из нержавеющей сетки. Углеводородный конденсат с куба сепаратора *С-3* выводится через трубное пространство теплообменника *Т-4* в дезтанизатор *ДЭ-1*.

Холодный газ, отводимый с верхней части сепаратора *С-3* направляется в турбодетандер *ТД-1* для охлаждения за счет изотропного расширения. При этом давление снижается с 61,5 кг/см² до 18 кг/см². Охлаждение газа до температуры минус 100 °С вызывает конденсирование жидких углеводородов (около 10 % по массе), которые направляются в колонну *А-4*.

Переохлажденный газ является хладагентом в процессах отбензинивания, абсорбции и дезтанизации для извлечения пропана, серооксида углерода (СОS) и меркаптанов. Используя кинетическую энергию сжатого газа, детандеры служат приводом спаренных с ними центробежных компрессоров. Колонна *А-4* имеет семь тарелок с однопроходными клапанами. Верхняя зона оснащена каплеуловителем. Газожидкостный поток поступает под нижнюю тарелку колонны *А-4*, где разделяется на жидкую и газовую фазы.

					ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		42

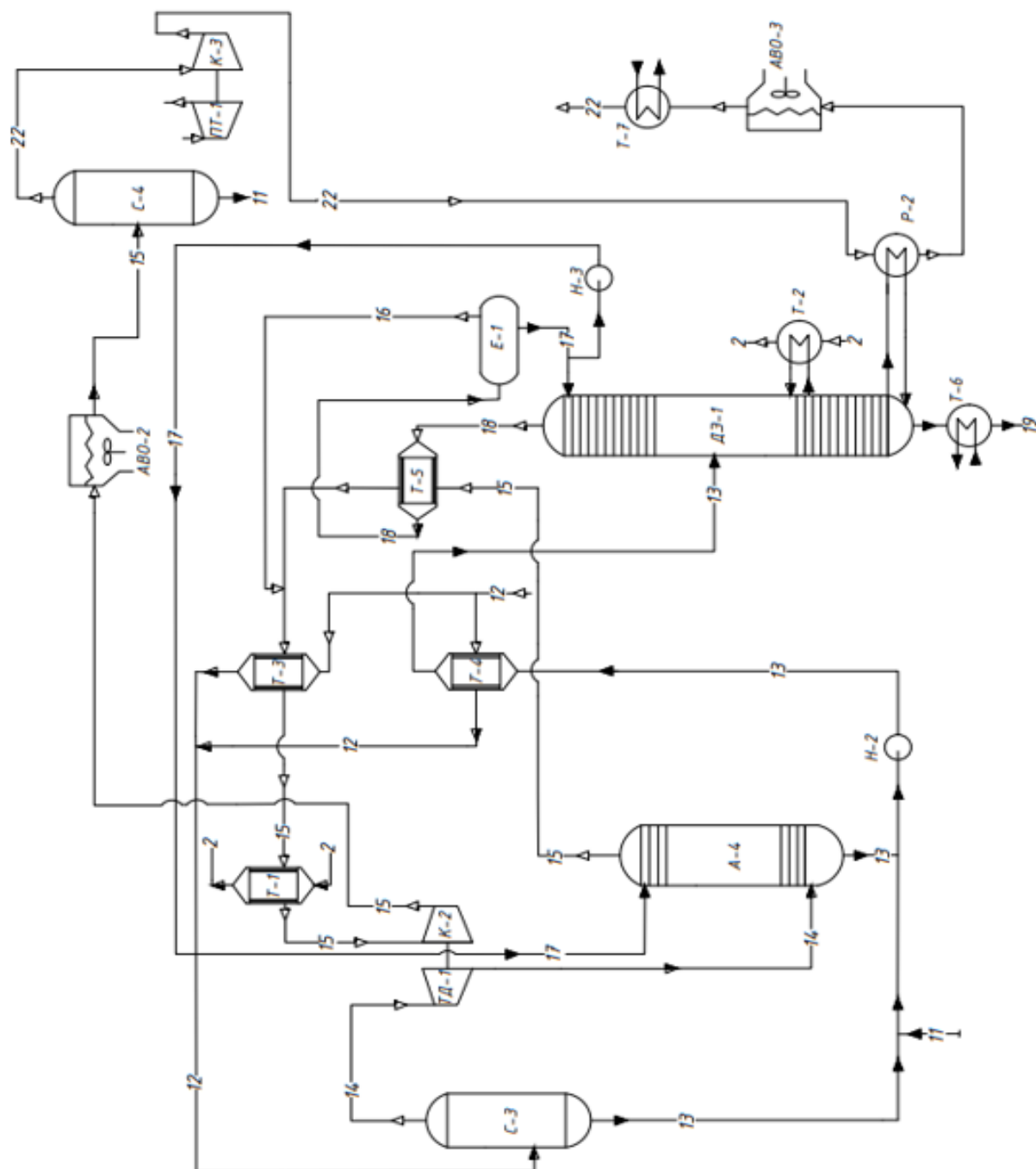


Рисунок 12 – Технологическая схема блока отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.892557.180301.ПЗ

На верхнюю тарелку в виде абсорбента подаются жидкие углеводороды (преимущественно этан), которые взаимодействуют с восходящим потоком газа. Жидкие углеводороды абсорбируют из газовой фазы серооксид углерода (COS). Жидкие углеводороды прокачиваются с помощью насоса Н-2 через трубное пространство теплообменника Т-4, и вместе с кубовым продуктом с сепаратора С-3, направляются в деэтанализатор ДЭ-1.

Газ с верхней части колонны А-4 поступает в теплообменник Т-5, где подогревается до температуры не ниже минус 80 °С, затем газ проходит ряд теплообменников Т-3 и Т-1, где производится нагрев осушенным газом до температуры 9 °С и обессеренным до температуры 38 °С. Далее газ направляется в компрессор К-2.

Товарный газ сжимается в компрессоре К-2 до давления 21 кг/см² за счет энергии газа, образующейся при расширении в турбодетандере ТД-1, и подается в аппарат воздушного охлаждения АВО-2 при температуре 65 °С. Газ охлаждается до температуры 50 °С и поступает в сепаратор С-4.

Газ с сепаратора С-4 поступает на всас компрессора К-3, где компримируется до давления 59 кг/см². Товарный газ с нагнетания компрессора К-3 направляется в ребойлер Р-2, охлаждается до 100 °С, проходит аэрохолодильник АВО-3, где охлаждается до 50 °С. После охлаждения товарный газ подается в межтрубное пространство холодильника Т-7, где охлаждается оборотной водой до температуры 40 °С. Товарный газ после холодильника Т-7 направляется в нагнетательный газопровод.

Деэтанализатор ДЭ-1 предназначен для выделения из ШФЛУ метана, этана, азота и углекислого газа. ШФЛУ из С-3 и А-4, подогретая в теплообменнике Т-4 до температуры не более минус 20 °С, общим потоком подается на 12 тарелку ДЭ-1. Газ деэтанализации с верхней части колонны деэтанализатора ДЭ-1 поступает в конденсатор Т-5, охлаждаемый товарным газом. Газоконденсатная смесь из конденсатора Т-5 направляется в рефлюксную емкость Е-1, где разделяется на жидкую и паровую фазы.

Паровая фаза отводится в трубопровод товарного газа на выходе из конденсатора *T-5*. Жидкая фаза направляется на орошение абсорбера *A-4* и деэтаннизатора *ДЭ-1*.

По высоте колонны расположены два ребойлера *P-1* и *P-2*. Жидкая фаза с 12-й тарелки деэтаннизатора *ДЭ-1* перетекает в ребойлер *P-1* с температурой не более 16 °С. Жидкость частично испаряется и возвращается в колонну на 11-ю тарелку с температурой 25 °С. С 1-й тарелки деэтаннизатора *ДЭ-1* ШФЛУ поступает в ребойлер *P-2*, где нагревается до 77 °С, и затем возвращается под нижнюю тарелку. Теплоносителем является горячий товарный газ с температурой до 165 °С, поступающий с нагнетания компрессора *K-3* [3].

2.5 Расчет материального баланса блока осушки природного газа

Исходные данные для расчета материального баланса процесса осушки представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Исходные данные

Показатель	Значение
Производительность адсорбера, кг/ч	497500
Температура в осушителе, °С	29
Общее давление в осушителе, МПа	6,9
Число часов работы цикла, ч	8
Линейная скорость газа в свободном сечении, м/ч	814
Плотность газа при нормальных условиях, кг/м ³	0,760
Насыпная плотность адсорбента, кг/м ³	712
Размер гранул, мм	2,4
Влагоемкость цеолита, %	23

Состав газа для осушки приведен в таблице 5.

Таблица 5 – Состав газа, поступающего на установку

Компонент	Молекулярная масса	Объемная доля φ_i	Массовый расход Q_m	$\varphi_i \cdot M_i$
Метан	16,0000	0,8917	397053,7563	14,2672
Этан	30,0000	0,0279	14758,9262	0,8370
Пропан	44,0000	0,0176	13262,7064	0,7744
н-Бутан	58,0000	0,0030	2602,2160	0,1740
и-Бутан	58,0000	0,0030	2507,3718	0,1740
н-Пентан	72,0000	0,0025	2341,4298	0,1800
и-Пентан	72,0000	0,0021	1947,1652	0,1512
н-Гексан	86,0000	0,0010	1034,8119	0,0860
н-Гептан	100,0000	0,0009	965,2734	0,0900
Диоксид углерода	44,0000	0,0001	128,8838	0,0044
Серооксид углерода	60,0000	0,0002	317,1285	0,0120
Вода	18,0000	0,0021	3116,9597	0,0378
Метилмеркаптан	48,0000	0,0001	128,3793	0,0048
Этилмеркаптан	62,0000	0,0002	248,8210	0,0124
Азот	28,0000	0,0476	57086,1709	1,3328
Итого		1,0000	497500,0000	18,1380

Расчет производится по методике, приведенной в [26].

Необходимо осушить газ до содержания воды 1 ppm массовых. Количество влаги, которое требуется удалить из газа рассчитывается по формуле:

$$0,0001 = \frac{3116,9597 - x}{497500 - x} \cdot 100 \quad (1)$$

где x – количество влаги, которое требуется удалить, кг/ч;

0,0001 – процентное содержание влаги в осушенном газе.

$$x = 3116,4653 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, количество влаги, которое необходимо удалить из газа, составляет 3116,4653 кг/ч.

Состав осушенного газа приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Состав осушенного газа

Компонент	Молекулярная масса	Объемная доля φ_i	Массовый расход Q_m	$\varphi_i \cdot M_i$
Метан	16,0000	0,8935	397053,7563	14,2960
Этан	30,0000	0,0280	14758,9262	0,8400
Пропан	44,0000	0,0176	13262,7064	0,7744
н-Бутан	58,0000	0,0030	2602,2160	0,1740
и-Бутан	58,0000	0,0030	2507,3718	0,1740
н-Пентан	72,0000	0,0025	2341,4298	0,1800
и-Пентан	72,0000	0,0021	1947,1652	0,1512
н-Гексан	86,0000	0,0011	1034,8119	0,0946
н-Гептан	100,0000	0,0009	965,2734	0,0900
Диоксид углерода	44,0000	0,0001	128,8838	0,0044
Серооксид углерода	60,0000	0,0002	317,1285	0,0120
Вода	18,0000	0,0000	0,4944	0,0000
Метилмеркаптан	48,0000	0,0001	128,3793	0,0048
Этилмеркаптан	62,0000	0,0002	248,8210	0,0124
Азот	28,0000	0,0477	57086,1709	1,3356
Азот	28,0000	0,0477	57086,1709	1,3356

На основе полученных данных составим материальный баланс. Материальный баланс приведен в таблице 7.

Таблица 7 – Материальный баланс блока осушки

Приход			Расход		
Сырье	% об.	кг/час	Продукт	% об.	кг/час
Обессеренный газ	100,000	497500,000	Осушенный газ	99,373	494383,535
			Вода	0,626	3116,465
Итого	100,000	497500,000	Итого	100,000	497500,000

Масса влаги, поглощаемой адсорбентом за все время цикла, определяется по следующей формуле:

$$m_{\text{в}} = G_{\text{вл}} \cdot t_{\text{ц}}, \quad (2)$$

где $G_{\text{вл}}$ – массовый расход влаги, кг/ч;

$t_{\text{ц}}$ – число часов работы цикла, ч.

$$m_{\text{в}} = 3116,4653 \cdot 8 = 24931,7224 \text{ кг}$$

Объемный расход газа при нормальных условиях рассчитывается по формуле:

$$Q_V = \frac{G_{\text{г}} \cdot 22,4}{\sum \varphi_i \cdot M_i}, \quad (3)$$

где $G_{\text{г}}$ – массовый расход газа, поступающего на установку, кг/ч.

$$Q_V = \frac{497500 \cdot 22,4}{18,1434} = 614217,842$$

Объемный расход газа при рабочих условиях рассчитывается по формуле:

$$Q_{V1} = \frac{P_0 \cdot Q_V \cdot z \cdot T_1}{P_1 \cdot T_0} \quad (4)$$

где Q_V – объемный расход газа при нормальных условиях, м³/ч;

z – коэффициент сжимаемости;

P_0 – давление при нормальных условиях, МПа;

P_1 – давление при рабочих условиях, МПа;

T_0 – температура при нормальных условиях, К;

T_1 – температура при рабочих условиях, К.

Коэффициент сжимаемости определяется по графику Брауна [27].

$$z = 0,84$$

$$Q_{V1} = \frac{0,1 \cdot 614217,842 \cdot 0,84 \cdot 302}{6,9 \cdot 273} = 8271,7409 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2.6 Расчет основного оборудования блока осушки

2.6.1 Расчет адсорбционной колонны

Технологический расчет основного оборудования проводится по следующей методике, изложенной в [28]:

1. Найдем массу природного газа по формуле:

$$m_{\Gamma} = \rho \cdot Q_{V1} \quad (5)$$

где ρ – плотность природного газа, кг/м³;

Q_{V1} – объемный расход газа, который требуется осушить за один цикл, м³/ч.

$$m_{\Gamma} = 0,76 \cdot 8271,7409 = 6286,5 \text{ кг}$$

2. Определим массу цеолита по формуле:

$$m_{\text{ц}} = \frac{m_{\Gamma}}{0,23} \quad (6)$$

где 0,23 – влагоемкость цеолита.

$$m_{\text{ц}} = \frac{6286,5}{0,23} = 27332,6 \text{ кг}$$

3. Рассчитываем объем цеолита:

$$V_{\text{ц}} = \frac{m_{\text{ц}}}{\rho} \quad (7)$$

где ρ – насыпная плотность цеолита, кг/м³.

$$V_{\text{ц}} = \frac{27332,6}{712} = 38,4 \text{ м}^3$$

4. Рассчитываем объем адсорбера, учитывая, что объем цеолита составляет 70 % от всего объема аппарата:

					ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		49

$$V_a = \frac{V_{ц}}{0,7} \quad (8)$$

$$V_a = \frac{38,4}{0,7} = 54,9 \text{ м}^3$$

5. Диаметр адсорбера определяется по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{V1}}{\pi \cdot \omega_0}}, \quad (9)$$

где ω_0 – линейная скорость газа в свободном сечении, м/ч (814 м/ч).

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 8271,7409}{3,14 \cdot 814}} = 3,6 \text{ м}$$

6. Находим площадь адсорбера:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (10)$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 3,6^2}{4} = 10,2 \text{ м}^2$$

7. Найдем высоту адсорбера по формуле:

$$H = \frac{4 \cdot V_a}{\pi \cdot D^2} \quad (11)$$

$$H = \frac{4 \cdot 54,9}{3,14 \cdot 3,6^2} = 5,39 \text{ м}$$

2.6.1.1 Расчет цикла регенерации адсорбента

Произведем расчет цикла регенерации адсорбента. Цикл регенерации адсорбента можно разделить на четыре периода: А, В, С, D (рисунок 13).

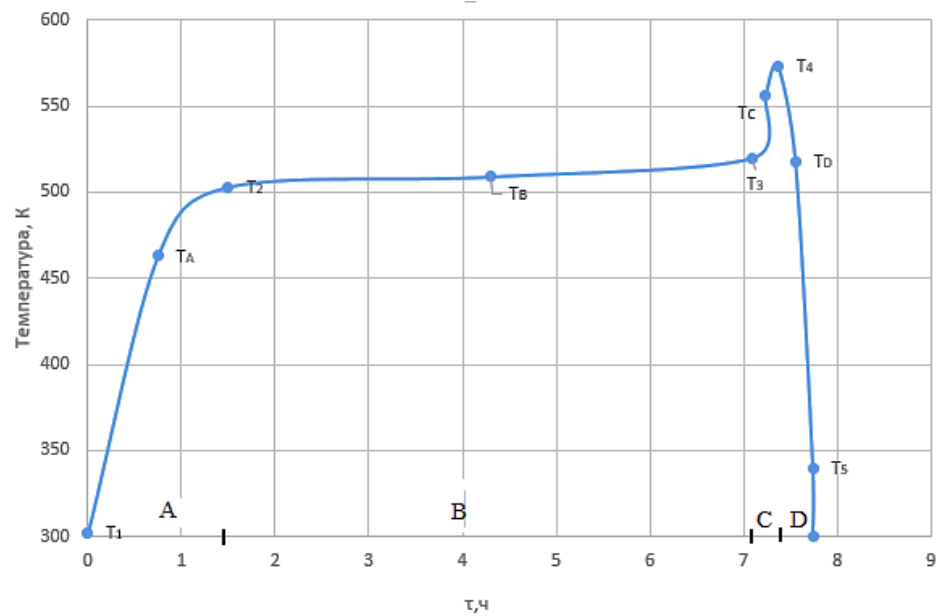


Рисунок 13 – Температурный режим адсорбера при регенерации и охлаждении адсорбента

Продолжительность каждого периода зависит от температуры регенерационного газа после печи и расхода газа. Температура T_4 является максимальной и находится в пределах от 570 до 643 К. Температура T_1 – это температура адсорбера до начала процесса, а температура T – температура газа на выходе из печи. Для расчетов расхода тепла на каждом участке (A, B, C, D) используем усредненные температуры T_A , T_B , T_C , T_D . Температуры T_2 , T_3 , T_4 , T_5 – являются конечными температурами для участков A, B, C, D соответственно.

Исходные данные:

Масса адсорбированной влаги за цикл $m_B = 24931,72$ кг

Масса адсорбируемых углеводородов $m_{yT} = 0,1 \cdot m_B = 2493,2$ кг

$T = 608$ К

$T_1 = 302$ К

$T_2 = 503$ К

$T_3 = 520$ К

$T_A = 463$ К

$T_B = 509$ К

$$T_C = 556 \text{ K}$$

$$T_D = 518 \text{ K}$$

$$T_4 = 573 \text{ K}$$

$$T_5 = 340 \text{ K}$$

1. Рассчитаем массу адсорбера:

$$m_a = m_{об} + 2 \cdot m_{дн}, \quad (12)$$

где $m_{об}$ – масса обечайки, кг;

$m_{дн}$ – масса днища, кг.

$$m_{об} = 0,785 \cdot (d_H^2 - d_2) \cdot H \cdot \rho_m, \quad (13)$$

где ρ_m – плотность металла, кг/м³ (7856 кг/м³).

$$d_H = d + 0,025 \cdot 2 = 3,6 + 0,025 \cdot 2 = 3,65 \text{ м}$$

$$m_{об} = 0,785 \cdot (3,65^2 - 3,6^2) \cdot 5,39 \cdot 7856 = 12049,5 \text{ кг}$$

2. Рассчитаем массу днища:

$$2m_{дн} = \frac{\pi}{6} \cdot (d_H^3 - d^3) \cdot \rho_m \quad (14)$$

$$2m_{дн} = \frac{3,14}{6} \cdot (3,65^3 - 3,6^3) \cdot 7856 = 6460,7 \text{ кг}$$

$$m_a = 12049,5 + 6460,7 = 18510,2 \text{ кг}$$

3. Рассчитаем массу адсорбента:

$$m_{ад} = 0,785 \cdot d^2 \cdot H \cdot \rho_{ад} \quad (15)$$

$$m_{ад} = 0,785 \cdot 3,6^2 \cdot 5,39 \cdot 712 = 39043 \text{ кг}$$

4. Рассчитаем расход тепла за начальный период регенерации, когда из адсорбера извлекаются почти все углеводороды. Расход тепла за период А (нагрев от T_1 до T_2):

$$Q_A = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 \quad (16)$$

$$Q_1 = m_{ад} \cdot C_{ад} \cdot (T_2 - T_1), \quad (17)$$

где $m_{ад}$ – масса адсорбера, кг;

$C_{ад}$ – удельная теплоемкость цеолита, кДж/(кг·К);

T_2 – температура начала регенерации, °С;

T_1 – температура адсорбера до начала процесса регенерации, °С.

$$Q_1 = 39043 \cdot 0,837 \cdot (503 - 302) = 6568477 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a (T_2 - T_1) \quad (18)$$

где C_a – теплоемкость металла, кДж/(кг·К);

$$Q_2 = 18510,2 \cdot 0,46 \cdot (503 - 302) = 1711453 \text{ кДж}$$

$$Q_3 = m_{\text{уг}} \cdot C_{\text{уг}} \cdot (T_2 - T_1) \quad (19)$$

где $m_{\text{уг}}$ – масса адсорбированных углеводородов (бутана);

$C_{\text{уг}}$ – удельная теплоемкость углеводородов, кДж/(кг·К).

$$Q_3 = 2493,2 \cdot 1,9 \cdot (503 - 302) = 952153 \text{ кДж}$$

$$Q_4 = m_{\text{уг}} \cdot q_{\text{дес}}, \quad (20)$$

где $q_{\text{дес}}$ – удельная теплота десорбции углеводородов, кДж/кг.

$$Q_4 = 2493,2 \cdot 465,1 = 1159587 \text{ кДж}$$

$$Q_5 = m_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} \cdot (T_2 - T_1) \quad (21)$$

где $C_{\text{в}}$ – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

$$Q_5 = 24931,72 \cdot 4,181 \cdot (503 - 302) = 20952144 \text{ кДж}$$

$$Q_A = 31343814 \text{ кДж}$$

5. Рассчитаем расход тепла за период регенерации, когда из адсорбера извлекается почти вся влага (участок В):

$$Q_{\text{в}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \quad (22)$$

$$Q_1 = m_{\text{ад}} \cdot C_{\text{ад}} \cdot (T_3 - T_2) \quad (23)$$

$$Q_1 = 39043 \cdot 0,837 \cdot (520 - 503) = 555543 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a (T_3 - T_2) \quad (24)$$

$$Q_2 = 18510,2 \cdot 0,46 \cdot (520 - 503) = 144749,8 \text{ кДж}$$

$$Q_3 = m_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} \cdot (T_3 - T_2) \quad (25)$$

$$Q_3 = 24931,72 \cdot 4,181 \cdot (520 - 503) = 1772072 \text{ кДж}$$

$$Q_4 = m_{\text{в}} \cdot q_{\text{в}} \quad (26)$$

где $q_{\text{в}}$ – удельная теплота десорбции воды, кДж/кг.

$$Q_4 = 24931,72 \cdot 3256 = 81177680 \text{ кДж}$$

					ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		53

$$Q_B = 83650045 \text{ кДж}$$

6. Рассчитаем расход тепла за период регенерации, когда происходит окончательная очистка поверхности адсорбента от тяжелых компонентов (участок С):

$$Q_C = Q_1 + Q_2 \quad (27)$$

$$Q_1 = m_{ад} \cdot C_{ад} \cdot (T_4 - T_3) \quad (28)$$

$$Q_1 = 39043 \cdot 0,837 \cdot (573 - 520) = 1731986,5 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a \cdot (T_4 - T_3) \quad (29)$$

$$Q_2 = 18510,2 \cdot 0,46 \cdot (573 - 520) = 451278,7 \text{ кДж}$$

$$Q_C = 2183265 \text{ кДж}$$

7. Рассчитаем расход тепла за период охлаждения от температуры T_4 до T_5 (участок D):

$$Q_D = Q_1 + Q_2 \quad (30)$$

$$Q_1 = m_{ад} \cdot C_{ад} \cdot (T_4 - T_5) \quad (31)$$

$$Q_1 = 39043 \cdot 0,837 \cdot (573 - 340) = 7614205 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a \cdot (T_4 - T_5) \quad (32)$$

$$Q_2 = 18510,2 \cdot 0,46 \cdot (573 - 340) = 1983923 \text{ кДж}$$

$$Q_D = 9598128 \text{ кДж}$$

8. Если расход регенерационного газа G_p (кг/ч), то количества тепла, которое необходимо подать в адсорбер, составит:

$$G_p \cdot c_p \cdot (T - T_A) \cdot \tau_A \quad (33)$$

$$G_p \cdot c_p \cdot (T - T_B) \cdot \tau_B \quad (39)$$

$$G_p \cdot c_p \cdot (T - T_C) \cdot \tau_C \quad (40)$$

$$G_p \cdot c_p \cdot (T_D - T_1) \cdot \tau_D \quad (41)$$

где c_p – удельная теплоемкость газа при давлении регенерации, кДж/кг·К;

$\tau_A, \tau_B, \tau_C, \tau_D$ – продолжительность циклов А, В, С, D.

На основании полученных данных решаем следующую систему уравнений:

					ВКР.892557.180301.ПЗ	Лист
						54
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$G_p \cdot 2,35 \cdot (608 - 463) \cdot \tau_A = 31343814$$

$$G_p \cdot 2,45 \cdot (608 - 509) \cdot \tau_B = 83650045$$

$$G_p \cdot 2,55 \cdot (608 - 556) \cdot \tau_C = 2183265$$

$$G_p \cdot 2,00 \cdot (518 - 302) \cdot \tau_D = 9598128$$

$$G_p \cdot \tau_A = 91984,8 \quad (42)$$

$$G_p \cdot \tau_B = 344877,5 \quad (43)$$

$$G_p \cdot \tau_C = 16465 \quad (44)$$

$$G_p \cdot \tau_D = 22217,9 \quad (45)$$

$$\tau_A + \tau_B + \tau_C + \tau_D = 8 \quad (46)$$

$$G_p \cdot (\tau_A + \tau_B + \tau_C + \tau_D) = G_p \cdot 8 = 91984,8 + 344877,5 + 16465 + 22217,9 = 475545,2 \text{ кг}$$

$$G_p = 475545,2 / 8 = 59443 \text{ кг/ч}$$

9. Рассчитываем время периода десорбции воды:

$$\tau_B = \frac{G_p \cdot \tau_B}{G_p} = \frac{475545,2}{8} = 5,8 \text{ ч}$$

10. Рассчитываем расход регенерационного газа, исходя из условия удержания газом десорбированной влаги при давлении 2 МПа. Влагосодержание газа при 509 К и 302 К: $W_{tB} = 72 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; $W_{t1} = 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$.

Рассчитаем расход регенерационного газа G_p :

$$G_p = \frac{m_B}{(W_{tB} - W_{t1}) \cdot \tau_B} \quad (47)$$

$$G_p = \frac{24931,72}{(72 \cdot 10^{-3} - 1,1 \cdot 10^{-3}) \cdot 5,8} = 60628,7 \text{ кг/ч}$$

Рассчитываем продолжительность периодов А, В, С, D:

$$\tau_A = \frac{91984,8}{60628,7} = 1,5 \text{ ч}$$

$$\tau_B = \frac{344877,5}{60628,7} = 5,6 \text{ ч}$$

$$\tau_C = \frac{16465}{60628,7} = 0,27 \text{ ч}$$

$$\tau_D = \frac{22217,9}{60628,7} = 0,37 \text{ ч}$$

$$\tau_A + \tau_B + \tau_C + \tau_D = 1,5 + 5,6 + 0,27 + 0,37 = 7,74 \text{ ч}$$

Полученная продолжительность меньше продолжительности процесса адсорбции, следовательно, расход газа является достаточным.

2.6.2 Расчет трубчатой печи

Расчет трубчатой печи производится по методике, приведенной в [29].

Исходные данные для расчета трубчатой печи приведены в таблице 8.

Таблица 8 – Исходные данные для расчета трубчатой печи

Показатель	Значение
Производительность печи, кг/с	27
Температура сырья на входе, °С	35
Температура сырья на выходе, °С	300
Средняя молекулярная масса топлива	18,1434
Плотность топливного газа при нормальных условиях, кг/м ³	0,76

2.6.2.1 Расчет процесса горения топлива

1. Количество тепла, выделяющегося при сжигании 1 м³ газового топлива вычисляется по формуле:

$$Q_H^P = \sum_{i=1}^n y_i \cdot Q_i^P \quad (48)$$

где y_i – объёмная доля каждого горючего компонента топлива, % об.;

Q_i^P – низшая теплота сгорания компонентов топлива, кДж/м³.

$$Q_H^P = 0,8935 \cdot 35840 + 0,028 \cdot 63800 + 0,0176 \cdot 91320 + 0,006 \cdot 113500 + 0,0046 \cdot 156630 + 0,002 \cdot 173170 = 37164,4 \text{ кДж/м}^3$$

2. Количество тепла, выделяющегося при сжигании 1 кг газового топлива:

$$Q_H^{-P} = \frac{Q_H^P}{\rho_T} \quad (49)$$

где ρ_T – плотность топливного газа при нормальных условиях, кг/м³

$$Q_H^{-P} = \frac{37164,4}{0,76} = 48900,5 \text{ кДж/кг}$$

3. Элементарный состав газообразного топлива вычисляется из следующих уравнений:

$$C = \frac{12}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{C_i} \cdot y_i \quad (50)$$

$$H = \frac{1}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{H_i} \cdot y_i \quad (51)$$

$$N = \frac{14}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{N_i} \cdot y_i \quad (52)$$

$$S = \frac{32}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{S_i} \cdot y_i \quad (53)$$

$$O = \frac{16}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{O_i} \cdot y_i \quad (54)$$

где n_{C_i} , n_{H_i} , n_{N_i} , n_{S_i} , n_{O_i} , – соответственно число атомов углерода, водорода, азота, серы, кислорода в молекулах отдельных компонентов, входящих в состав газообразного топлива;

y_i – содержание соответствующих компонентов газообразного топлива в % мол.

$$C = 12/18,1434 (1 \cdot 89,35 + 2 \cdot 2,8 + 3 \cdot 1,76 + 4 \cdot 0,6 + 5 \cdot 0,46 + 6 \cdot 0,2 + 1 \cdot 0,01 + 1 \cdot 0,02 + 1 \cdot 0,01 + 2 \cdot 0,02) = 70,31 \%$$

$$H = 1/18,1434 (4 \cdot 89,35 + 6 \cdot 2,8 + 8 \cdot 1,76 + 10 \cdot 0,6 + 12 \cdot 0,46 + 14 \cdot 0,2 + 4 \cdot 0,01 + 6 \cdot 0,02) = 22,20 \%$$

$$N = 14/18,1434 \cdot (2 \cdot 4,77) = 7,36 \%$$

$$S = 32/18,1434 (1 \cdot 0,02 + 1 \cdot 0,01 + 1 \cdot 0,02) = 0,09 \%$$

$$O = 16/18,1434 (2 \cdot 0,01 + 1 \cdot 0,02) = 0,04 \%$$

4. Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания 1 кг топлива, кг/кг:

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$L_0 = 0,115 \cdot C + 0,345 \cdot H + 0,043 \cdot (S - O) \quad (55)$$

$$L_0 = 0,115 \cdot 70,31 + 0,345 \cdot 22,2 + 0,043 \cdot (0,09 - 0,04) = 15,75 \text{ кг/кг}$$

Фактическое количество воздуха, необходимое для сгорания:

$$L = \alpha \cdot L_0 \quad (56)$$

где α – коэффициент избытка воздуха, $\alpha=1,15$.

$$L = 1,15 \cdot 15,75 = 18,11 \text{ кг/кг}$$

5. Объёмный расход воздуха при нормальных физических условиях:

$$V = \frac{L}{\rho_0} \quad (57)$$

где ρ_0 – плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м^3 .

$$V = \frac{18,11}{1,293} = 14,01 \text{ м}^3/\text{кг}$$

6. Количество газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива, определяется по формуле:

$$m_{CO_2} = 0,03667 \cdot C \quad (58)$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H + 0,01 \cdot W \quad (59)$$

$$m_{O_2} = 0,233 \cdot L_0 \cdot (\alpha - 1) \quad (60)$$

$$m_{N_2} = 0,768 \cdot \alpha \cdot L_0 + 0,01 \cdot N \quad (61)$$

где C, H, W, O, N – содержание различных элементов и влаги в топливе, % по массе.

$$m_{CO_2} = 0,03667 \cdot 70,31 = 2,578 \text{ кг/кг}$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot 22,2 + 0,01 \cdot 0 = 1,998 \text{ кг/кг}$$

$$m_{O_2} = 0,233 \cdot 15,75 \cdot (1,15 - 1) = 0,55 \text{ кг/кг}$$

$$m_{N_2} = 0,768 \cdot 1,15 \cdot 15,75 + 0,01 \cdot 7,36 = 13,984 \text{ кг/кг}$$

7. Общее количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании 1 кг топлива:

$$G_{\text{ПС}} = m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{O_2} + m_{N_2} \quad (62)$$

$$G_{\text{ПС}} = 2,578 + 1,998 + 0,55 + 13,984 = 19,11 \text{ кг/кг}$$

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		58

8. Суммарный объем продуктов сгорания на 1 кг при нормальных условиях:

$$\sum V_{\text{ПС}} = \frac{22.4 \cdot m_i}{M_i} \quad (63)$$

m_i – масса компонента, кг;

M_i – молярная масса компонента, г/моль.

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{22.4 \cdot 2,578}{44} = 1,312 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{22.4 \cdot 1,998}{18} = 2,486 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{O}_2} = \frac{22.4 \cdot 0,55}{32} = 0,385 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{N}_2} = \frac{22.4 \cdot 13,984}{28} = 11,187 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$\sum V_{\text{ПС}} = 1,312 + 2,486 + 0,385 + 11,187 = 15,37 \text{ м}^3/\text{кг}$$

9. Плотность дымовых газов при нормальных условиях рассчитываем по формуле:

$$\rho_{\text{ПС}} = \frac{G_{\text{ПС}}}{V_{\text{ПС}}} \quad (64)$$

$$\rho_{\text{ПС}} = \frac{19,11}{15,37} = 1,24 \text{ кг/ м}^3 \quad (65)$$

2.6.2.2 Определение тепловой нагрузки и КПД печи, часового расхода топлива

1. Рассчитаем энтальпию паров на выходе из печи по формуле:

$$q_{\text{ВЫХ}}^{\text{п}} = [(50,2 + 0,109 \cdot t_{\text{ВЫХ}} + 0,00014t_{\text{ВЫХ}}^2)(3,992 - 0,9952\rho_4^{20}) - 73,4] \cdot 4,1868 \text{ кДж/кг}$$

где ρ_4^{20} – относительная плотность ($\rho_4^{20} = 0,62$).

$$q_{\text{ВЫХ}}^{\text{п}} = [(50,2 + 0,109 \cdot 300 + 0,00014 \cdot 300^2)(3,992 - 0,9952 \cdot 0,62) - 73,4] \cdot 4,1868 = 1040 \text{ кДж/кг}$$

2. Полезная тепловая нагрузка определяется по формуле:

$$Q_{\text{Полезн}} = G_c \cdot [e \cdot q_{\text{ВЫХ}}^{\text{п}} + (1 - e) \cdot q_{\text{ВЫХ}}^{\text{ж}} - q_{\text{ВХ}}^{\text{ж}}] \quad (66)$$

где G_c – производительность печи по сырью, кг/ч;

e – доля отгона сырья на выходе из печи;

$q_{\text{ВЫХ}}^{\text{П}}$ – энтальпия паров на выходе из печи, кДж/кг;

$q_{\text{ВЫХ}}^{\text{Ж}}, q_{\text{ВХ}}^{\text{Ж}}$ – энтальпии жидкости (сырья), на выходе из печи и на входе в печь, соответственно, кДж/кг.

Поскольку температура в печи равна $300\text{ }^{\circ}\text{C}$, а температура кипения компонентов газовой смеси ниже данной температуры (температура кипения гептана $98\text{ }^{\circ}\text{C}$), можем сделать вывод о том, что жидкая фаза в печи будет отсутствовать. Поэтому долю отгона примем равной 1. На основании данного допущения преобразуем формулу [66]:

$$Q_{\text{полезн}} = G_c \cdot q_{\text{ВЫХ}}^{\text{П}} \quad (67)$$

$$Q_{\text{полезн}} = 27 \cdot 1040 = 28080 \text{ кВт}$$

3. Потери тепла с уходящими из печи дымовыми газами:

$$q_{\text{ух}} = \frac{(m_{\text{CO}_2} \cdot C_{p_{\text{CO}_2}} + m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} + m_{\text{O}_2} \cdot C_{p_{\text{O}_2}} + m_{\text{N}_2} \cdot C_{p_{\text{N}_2}}) \cdot t_{\text{ух}}}{Q_{\text{Н}}^{-\text{P}}} \quad (68)$$

где $C_{p_{\text{CO}_2}}, C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}, C_{p_{\text{SO}_2}}, C_{p_{\text{O}_2}}, C_{p_{\text{N}_2}}$ – средние удельные теплоемкости компонентов дымовых газов, кДж/(кг·К);

$t_{\text{ух}}$ – температура дымовых газов, уходящих из печи ($t_{\text{ух}} = 185\text{ }^{\circ}\text{C}$).

$$q_{\text{ух}} = \frac{(2,578 \cdot 0,9102 + 1,998 \cdot 1,8937 + 0,55 \cdot 0,9353 + 13,984 \cdot 1,051) \cdot 185}{48900,5} = 0,08$$

Принимаем потери в окружающую среду равными $q_{\text{пот}} = 0,08$.

4. Коэффициент полезного действия печи:

$$\eta = 1 - q_{\text{ух}} - q_{\text{пот}} \quad (69)$$

$$\eta = 1 - 0,08 - 0,08 = 0,84 = 84\%$$

5. Полная тепловая нагрузка печи рассчитывается по формуле:

$$Q_t = \frac{Q_{\text{полезн}}}{\eta} \quad (70)$$

$$Q_t = \frac{28080}{0,84} = 33428,6 \text{ кВт}$$

6. Часовой расход топлива:

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		60

$$B = \frac{Q_t}{Q_H^{-p}} \quad (71)$$

$$B = \frac{33428,6}{48900,5} = 0,68 \text{ кг/с} = 2461 \text{ кг/ч}$$

2.6.2.3 Выбор трубчатой печи

Поскольку в качестве топлива используется газ, полная тепловая нагрузка печи равна 33,4 МВт, примем к расчетам печь типа 3. Печи типа 3 – узкокамерные радиантно-конвекционные с двумя камерами радиации, с зональной регулировкой величины теплоотдачи и с верхним отводом дымовых газов. Характеристика печи представлена в таблице 9.

Таблица 9 – Характеристика печи

Показатель	Значение
Поверхность нагрева, м ²	540
Рабочая длина, м	24
Теплопроизводительность, МВт (при среднедопускаемом теплонапряжении радиантных труб 58,2 кВт/м ²)	44,81
Габаритные размеры (с площадками для обслуживания), м:	
Длина	30,9
Ширина	6,55
Высота	14,37
Масса, т:	
Металла печи (без змеевика)	121
Футеровки	124

2.6.3 Расчет теплообменного аппарата

Необходимо рассчитать кожухотрубчатый теплообменник Т-1. В трубном пространстве теплообменника охлаждается поток природного газа от температуры 55 °С до 25 °С. В межтрубном пространстве нагревается поток отбензиненного газа от температуры 9 °С до 38 °С Исходные данные потока природного газа, поступающего на охлаждение, представлены в таблице 10.

Таблица 10 – Исходные данные газового потока

Показатель	Значение
Температура на входе, °С	55
Температура на выходе, °С	25
Объемный расход газа при нормальных условиях, м ³ /ч	307108
Давление природного газа, МПа	6,9
Плотность природного газа, кг/м ³	0,76
Внутренний диаметр труб, м	0,021

1. Рассчитаем среднюю температуру отбензиненного газового потока, находящегося в межтрубном пространстве:

$$t_{\text{ср.г}} = \frac{t_{\text{о.г(вх)}} + t_{\text{о.г(вых)}}}{2} \quad (72)$$

где $t_{\text{о.г(вх)}}$ – начальная температура отбензиненного газа, °С;

$t_{\text{о.г(вых)}}$ – конечная температура отбензиненного потока, °С.

$$t_{\text{ср.г}} = \frac{9 + 38}{2} = 23,5 \text{ °С}$$

2. Находим тепловую нагрузку теплообменника по формуле:

$$Q = G_{\text{о.г}} \cdot C_{\text{г}} \cdot (t_{\text{о.г(вых)}} - t_{\text{о.г(вх)}}) \cdot X \quad (73)$$

где $G_{\text{о.г}}$ – массовый расход отбензиненного газа, кг/с (91,9 кг/с);

X – коэффициент потерь тепла в окружающую среду ($X = 1$).

$$Q = 91,9 \cdot 2850 \cdot (38 - 9) \cdot 1 = 7,6 \text{ МВт}$$

Расход природного газа, охлаждающегося в теплообменнике, принимаем равным $G_{\text{п.г}} = 248750 \text{ кг/ч} = 69 \text{ кг/с}$.

3. Построим температурные схемы:

55 —————→ 25

38 ←———— 9

Большая разность температур:

$$\Delta t_{\text{б}} = 55 - 38 = 17 \text{ °С}$$

Меньшая разность температур:

$$\Delta t_M = 25 - 9 = 16 \text{ }^\circ\text{C}$$

Отношение $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_M} < 2$, следовательно среднюю температуру отбензиненного газа оставляем прежней.

4. Средняя разность температур теплоносителей определяется по формуле:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M}{2} \quad (74)$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{17 + 16}{2} = 16,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

5. Площадь поверхности теплообмена рассчитываем по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}}} \quad (75)$$

где Q – тепловая нагрузка теплообменника, Вт;

K – коэффициент теплопередачи, Вт/м²·К.

$$F = \frac{7,6 \cdot 10^6}{200 \cdot 16,5} = 2300 \text{ м}^2$$

Объемный расход отбензиненного газа равен:

$$V_{\text{o.г}} = \frac{G_{\text{o.г}}}{\rho} \quad (76)$$

$$V_{\text{o.г}} = \frac{91,9}{760} = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$$

Для дальнейшего расчета выбираем стальные бесшовные трубы теплообменника диаметром 25 х 2 мм.

5. Необходимое число труб в теплообменнике, которое обеспечивает необходимую скорость движения газового потока, рассчитаем по уравнению:

$$n = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot v} \quad (77)$$

где V – объемный расход отбензиненного газа, м³/с;

v – скорость отбензиненного газа, м/с;

$d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр труб, м.

$$n = \frac{4 \cdot 0,12}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,226} = 1530$$

По площади теплопроводящей поверхности ($F = 2300 \text{ м}^2$) и количеству трубок ($n = 1530$) можно подобрать теплообменник по ГОСТ 9929-82 [30]. Параметры выбранного кожухотрубчатого теплообменника с температурным компенсатором на кожухе:

Диаметр кожуха – 2,4 м;

Наружный диаметр и толщина стенки теплообменных труб – 25 x 2 мм;

Длина труб – 9 м;

Поверхность теплообмена – 2400 м²

2.7 Расчет материального баланса блока отбензинивания природного газа

Для расчета материального баланса блока отбензинивания была спроектирована модель установки отбензинивания природного газа. С помощью программного обеспечения выполнен расчет, который позволяет спроектировать модель установки и рассчитать материальные потоки процесса.

Свойства исходного материального потока приведены на рисунке 14.

Таблица			
Таблица		1	Паровая фаза
Условия	Паровая / фазовая фракция	1,0000	1,0000
Свойства	Температура [С]	35,00	35,00
Состав	Давление [МПа]	6,030	6,030
Подача нефти и газа	Молярный расход [kgmole/h]	2,175e+004	2,175e+004
Проба нефтепродукта	Масс. расход [kg/h]	3,955e+005	3,955e+005
Конст. равн.	Станд. объем. расх. ид. жидк. [m3/h]	1193	1193
Пользов.перемен.	Молярная энтальпия [kJ/kgmole]	-7,382e+004	-7,382e+004
Прим.	Молярная энтропия [kJ/kgmole-С]	150,0	150,0
Парам. стоим.	Тепловой поток [kJ/h]	-1,605e+009	-1,605e+009
Нормализ. выходы	Объем. расх. жидк. при станд. усл. [m3/h]	5,127e+005	5,127e+005
Выбросы	Пакет флюида	Basis-1	
	Тип утилиты		

Рисунок 14 – Состав исходного материального потока, поступающего на блок отбензинивания

Модель блока отбензинивания приведена на рисунке 15.

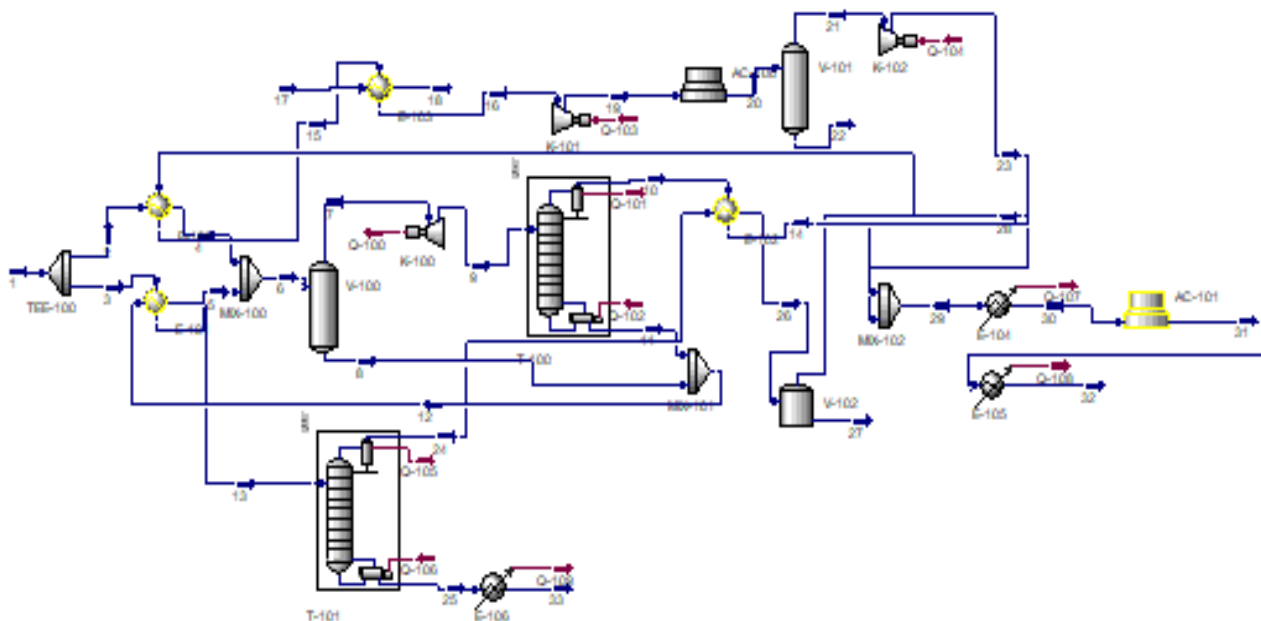


Рисунок 15 – Модель блока отбензинивания

Материальный баланс модели блока отбензинивания приведен в таблице 11.

Таблица 11 – Материальный баланс модели блока отбензинивания

Приход			Расход		
Сырье	% об.	кг/час	Продукт	% об.	кг/ч
Осушенный газ	100,00	395505,00	Товарный газ	86,67	342800,00
			ШФЛУ	13,33	52705,00
Итого	100,00	395505,00	Итого	100,00	395505,00

Составы потоков приведены в таблице 12.

Таблица 12 – Состав потоков

Компонент	Поток, % мол.	
	Товарный газ	ШФЛУ
1	2	3
Метан	0,9424	0,0000
Этан	0,0068	0,0000
Пропан	0,0000	0,5749

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

ВКР.892557.180301.ПЗ

Лист

65

1	2	3
н-Бутан	0,0000	0,0986
и-Бутан	0,0000	0,0986
н-Пентан	0,0000	0,0822
и-Пентан	0,0000	0,0691
н-Гексан	0,0000	0,0362
н-Гептан	0,0000	0,0296
Диоксид углерода	0,0001	0,0000
Серооксид углерода	0,0000	0,0009
Метилмеркаптан	0,0000	0,0033
Этилмеркаптан	0,0000	0,0066
Азот	0,0507	0,0000
Итого	1,0000	1,0000

2.8 Расчет основного оборудования блока отбензинивания

2.8.1 Расчет колонны деэтанализации

С помощью программного обеспечения были рассчитаны основные габаритные параметры колонны деэтанализации. При расчете колонны задаем значения давления в верхней и нижней части колонны, равные 1,3 МПа и 1,35 МПа соответственно, а также число теоретических тарелок равное 24. Характеристика колонны деэтанализации представлена в таблице 13.

Таблица 13 – Основные параметры колонны деэтанализации

Параметр	Значение
1	2
Общая высота аппарата, м	25,500
Высота верхней части, м	9,900
Высота нижней части, м	15,600
Диаметр верхней части, м	2,610

1	2
Диаметр нижней части, м	2,829
Количество тарелок	24
Диапазон тарелок верхней части	1-11
Диапазон тарелок нижней части	12-24
Степень подачи сырья	12
Расстояние между тарелками в верхней части, м	0,900
Расстояние между тарелками в нижней части, м	1,200
Флегмовое число	3
Температура верхней части, °С	минус 60
Температура нижней части, °С	77

Составы верхнего и нижнего продукта колонны деэтанализации представлены в таблицах 14 и 15.

Таблица 14 – Состав верхнего продукта деэтанализации

Компонент	% мол.
Метан	0,36520
Этан	0,6200
Пропан	0,0020
Диоксид углерода	0,0002
Серооксид углерода	0,0030
Азот	0,0096
Итого	1,0000

Таблица 15 – Состав нижнего продукта деэтанализации

Компонент	% мол.
1	2
Пропан	0,5750
н-Бутан	0,0987

1	2
и-Бутан	0,0987
н-Пентан	0,0691
и-Пентан	0,0822
н-Гексан	0,0362
н-Гептан	0,0296
Диоксид углерода	0,0000
Серооксид углерода	0,0007
Метилмеркаптан	0,0033
Этилмеркаптан	0,0066
Итого	1,0000

2.8.2 Расчет сепаратора

Произведем расчет сепаратора С-1 блока отбензинивания природного газа. Зададимся входными и выходными потоками аппарата, рассчитанным в процессе моделирования блока отбензинивания природного газа в программном обеспечении:

Массовый расход входного потока газа – 395505 кг/ч;

Массовый расход выходного потока газа – 359300 кг/ч;

Массовый расход выходного потока жидкости – 36205 кг/ч.

1. В исходных параметрах зададимся объемом, который занимает жидкость. Примем его равным 30 %, тогда общий объем сепаратора определим по формуле:

$$V_c = \frac{V_{ж}}{0,3} \quad (78)$$

где $V_{ж}$ – объем, занимаемый жидкостью, м³.

$$V_{ж} = Q_{ж} \cdot \tau_{от} \quad (79)$$

где $Q_{ж}$ – объемный расход выходного потока жидкости, м³/с;

$\tau_{от}$ – время отстаивания жидкости в сепараторе, с.

2. Рассчитаем объемный расход потока жидкости:

$$Q_{\text{ж}} = \frac{G_{\text{ж}}}{3600 \cdot \rho_{\text{ж}}} \quad (80)$$

где $G_{\text{ж}}$ – массовый расход жидкости, кг/ч;

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³.

$$Q_{\text{ж}} = \frac{36205}{3600 \cdot 420} = 0,024 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{ж}} = 0,024 \cdot 200 = 4,8 \text{ м}^3$$

3. Рассчитаем объемный расход газа, выходящего из сепаратора:

$$Q_{\text{г}} = \frac{22,4 \cdot G_{\text{г}} \cdot (T + 273)}{3600 \cdot M \cdot 273 \cdot P} \quad (81)$$

где $G_{\text{г}}$ – массовый расход газа, выходящего из сепаратора, кг/ч;

M – мольная масса газового потока;

P – давление в сепараторе, МПа;

T – температура в сепараторе, °С.

$$Q_{\text{г}} = \frac{22,4 \cdot 359300 \cdot (-52 + 273)}{3600 \cdot 18,1434 \cdot 273 \cdot 6} = 16,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общий объем сепаратора:

$$V_{\text{с}} = \frac{4,8}{0,3} = 16 \text{ м}^3$$

С помощью программного обеспечения рассчитываем диаметр и высоту аппарата. Основные характеристики сепаратора представлены на рисунке 16.

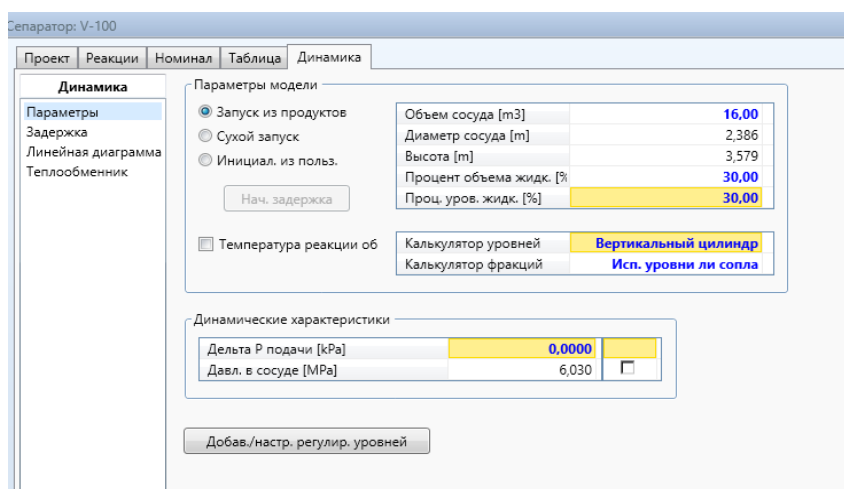


Рисунок 16 – Основные параметры сепаратора

				ВКР.892557.180301.ПЗ		Лист
						69
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Выбираем стандартный диаметр, равный 2400 мм [31]. Габаритные размеры аппарата:

Объем сосуда – 16 м³;

Диаметр сосуда – 2,4 м;

Высота – 3,6 м.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	Лист
						70
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

3 ВОЗДЕЙСТВИЕ УСТАНОВКИ ОСУШКИ И ОТБЕНЗИНИВАНИЯ ПРИРОДНОГО ГАЗА НА ОКРУЖАЮЩУЮ СРЕДУ

Известно, что установка осушки и отбензинивания природного газа является опасным производственным объектом, влияющим как на человека, так и на окружающую среду. Поскольку установка осушки и отбензинивания природного газа эксплуатируется при высоких давлениях и газ может достигать давления 12 МПа, создается вероятность аварийных ситуаций на производстве.

Незапланированные выбросы в атмосферу токсичных веществ, выделяющихся при эксплуатации установки, происходят, в основном, из-за утечек газа, связанных с износом оборудования, трубопроводов и герметизирующих элементов. Также предусмотрены плановые залповые выбросы загрязняющих веществ в атмосферу и ограниченное сжигание избытков веществ на факеле.

Основным компонентом товарного газа является метан, выбросы которого оказывают значительное влияние на парниковый эффект. Помимо углеводородных компонентов токсичным и взрывоопасным веществом является сероводород. Диапазон взрывоопасных концентраций его смеси с воздухом достаточно велик и составляет от 4 % до 45 % по объему. Токсичность сероводорода для живого организма ограничивается предельно допустимой концентрацией сероводорода в воздухе, равной не более 0,01 % по объему.

К веществам, загрязняющим гидросферу относятся: тяжелые углеводороды, метанол, сероводород, меркаптаны и другие вещества. Если утилизация загрязняющих газов, находящихся в растворенном состоянии, невозможна, производится факельное сжигание или смешение с топливным газом, используемым для собственных нужд. Ущерб, наносимый токсичными сбросами влияет на:

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Удод Д.В.</i>			<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Охотникова Г.Г</i>				<i>У</i>	71	85
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

- ухудшение здоровья человека;
- жилищно-коммунальное хозяйство (разрушение зданий в связи с коррозией крыш и других металлических конструкций);
- уровень гибели растений (снижение урожайности сельского и лесного хозяйства).

3.1 Воздействие на гидросферу химических соединений установки осушки углеводородных газов

Согласно Постановлению Правительства Российской Федерации [32] содержание нефтепродуктов, солей, летучих органических соединений строго ограничено. Перечень максимально допустимых значений нормативных показателей общих свойств сточных вод и концентраций загрязняющих веществ в сточных водах, установленных в целях предотвращения негативного воздействия на работу централизованных систем водоотведения, приведен в таблице 16.

Таблица 16 – Максимальные допустимые значения нормативных показателей общих свойств сточных вод и концентраций загрязняющих веществ в сточных водах

Наименование вещества	Максимальное допустимое значение показателя и (или) концентрации, мг/дм ³
1	2
Взвешенные вещества	300
Азот общий	50
Фосфор общий	12
Нефтепродукты	10
Хлор и хлорамины	5
Фенолы	5
Сульфиды	1,5
Сульфаты	1000
Хлориды	1000

1	2
Алюминий	5
Железо	5
Марганец	1
Медь	1
Хром	0,5
Цинк	1
Никель	0,25
Кадмий	0,015
Свинец	0,25
Мышьяк	0,05
Ртуть	0,005
Жиры	50
Летучие органические соединения	20

Отходами установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, загрязняющими гидросферу, являются: производственные сточные воды, в состав которых входят: конденсационная вода, образующаяся в результате осушки газа; паровой конденсат продувки турбокомпрессорных агрегатов из системы конденсации утечек пара, утечки охлаждающей воды обратного водоснабжения, промывочные воды насосов и технологического оборудования, а также трубопроводов перед ревизией.

Все сточные воды направляются в систему промышленноливневой канализации для дальнейшей очистки на канализационных очистных сооружениях. Характеристика промывочных вод насосов и парового конденсата продувки турбин установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ представлена в таблице 17.

Таблица 17 – Характеристика промывочных вод насосов и парового конденсата продувки турбин

Наименование оборудования	Компонент	Значение показателя не более
Насос Н-1	Нефтепродукты, мг/дм ³	1
	Общее содержание солей, мг/дм ³	Следы
	ДЭА, мг/дм ³	Следы
Насос Н-2	Нефтепродукты, мг/дм ³	400
	Общее содержание солей, мг/дм ³	8
Насос Н-3	Нефтепродукты, мг/дм ³	400
	Общее содержание солей, мг/дм ³	0,04
Турбодетандер ТД-2	Медь, мг/дм ³	0,05
	Железо, мг/дм ³	2,5
	Натриевые и калиевые соли, мг/дм ³	0,2
	Масло, ppm	25
	Фосфат натрия, ppm	20

Сравнивая значения показателей в таблице 16 и 17, можно сделать вывод о необходимости защиты и очистки сточных вод с помощью применения экобиозащитных сооружений на данном предприятии. Содержание нефтепродуктов в промывочных водах насоса Н-2 и Н-3 превышает допустимую концентрацию равную 10 мг/дм³.

3.2 Современные системы защиты и очистки сточных вод от соединений производственного цикла на Астраханском ГПЗ

Для очистки воды от углеводородного конденсата необходимо создать систему сбора, хранения и сбоя конденсата. Для очистки загрязненных стоков используют различные методы. В каждом конкретном случае применение метода определяется характером загрязнения и степенью опасности примесей [33].

Предусмотренные на Астраханском ГПЗ сооружения очистки сточных вод удовлетворяют требованиям следующих нормативных документов [34-37]:

– Постановление Главного государственного санитарного врача Российской Федерации от 28.01.2021 № 3 «Об утверждении санитарных правил и норм СанПиН 2.1.3684-21»;

– Методические указания МУ 2.1.5.800-99 «Организация Госсанэпиднадзора за обеззараживанием сточных вод»;

– ГОСТ 17.1.3.13-86 «Охрана природы. Гидросфера. Общие требования к охране поверхностных вод от загрязнения»;

– Нормативы качества воды водных объектов рыбохозяйственного значения, в том числе нормативы предельно допустимых концентраций вредных веществ в водах водных объектов рыбохозяйственного значения. Утвержден приказом Минсельхоза России от 13.12.2016 №552.

3.2.1 Система хозяйственно-бытовой, производственно-дождевой и дождевой канализации

Хозяйственно-бытовая канализация предназначена для приема бытовых стоков от санитарно-технических приборов, расположенных в зданиях, и их отвода в сооружения канализации. Бытовые сточные воды от зданий в самотечном режиме поступают в приемные резервуары канализационных насосных станций (КНС) перекачки бытовых сточных вод.

Солесодержащие сточные воды от котельной самотеком поступают в сеть бытовой канализации, затем в напорном режиме подаются на площадку КОС в два резервуара бытовых стоков с последующей подачей на канализационные очистные сооружения бытовых стоков.

Производственно-дождевая канализация предназначена для приема и отвода сточных вод от производственных процессов, от гидроиспытаний, пропарки и промывки технологического оборудования, атмосферных осадков с отработанных или обвалованных площадок склада дизтоплива, дизельных электростанций собственных нужд.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		75

Дождевые сточные воды поступают: с дорог, проездов, незастроенной территории, кровель зданий, которые собираются через дождеприемники и водоотводные каналы в сеть дождевой канализации.

3.2.1.1 Канализационные очистные сооружения хозяйственно-бытовых сточных вод

Сточная вода по напорному трубопроводу подается КНС бытовых стоков по ГП в производственные здания установки канализационных очистных сооружений. В напорный трубопровод, перед механической очисткой, производится дозирование раствора овицида, предназначенного для дезинвазии поступающих сточных вод.

Механическая очистка поступающих сточных вод от мусора, отбросов, грубодисперсных примесей осуществляется на двух шнековых решетках с прозором 4 мм. Уловленные и обезвоженные отбросы сбрасываются в передвижной контейнер-накопитель. После решеток сточные воды поступают в песколовки для удаления тяжелых минеральных примесей (песка). Выгрузка песка в передвижной контейнер производится транспортным шнеком со дна и сушильным – непосредственно в контейнер. Очищенные от отбросов и песка сточные воды по закрытому самотечному коллектору поступают в блок биологической очистки.

Биологическая очистка осуществляется на блоке мембранного биологического реактора, включающего аэротенк и блок мембранного илоразделения (БМИ). Каждый аэротенк разделен на три зоны: зона деаэрации, аноксидная зона, оксидная зона.

В зоне деаэрации и аноксидной зоне органические загрязнения окисляются активным илом в аноксидных условиях с выделением азота. В оксидной зоне происходит перемешивание и насыщение сточной воды кислородом воздуха для поддержания активности микроорганизмов.

Для удаления излишнего количества фосфора предусмотрено дозирование низко концентрированного раствора коагулянта – сульфата алюминия.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		76

Наличие дополнительного коагулированного хлопка создает условия для интенсификации процесса илоразделения. Иловая смесь из аэротенков поступает в мембранные емкости блока мембранного илоразделения, где установлены мембранные кассеты. Илоразделение, а также очистка стоков, осуществляется путем их фильтрации через полуволоконные мембраны. Отделение пермеата происходит за счет перепада давлений, создаваемого насосами откачки пермеата.

Биологически очищенные сточные воды подаются насосами откачки пермеата на доочистку на сорбционные фильтры. Избыточный ил со дна БМИ отводится на обезвоживание.

Доочистка на сорбционных фильтрах осуществляется путем напорной фильтрации жидкости через слой сорбционной загрузки. Блок доочистки состоит из пяти фильтров диаметром 1 м. По мере фильтрации на фильтрах в слоях загрузки накапливаются загрязнения. Для их удаления осуществляется обратная промывка очищенной и обеззараженной водой.

Обеззараживание прошедших полную биологическую очистку сточных вод производится для обеспечения безопасности в санитарно-эпидемиологическом отношении до требований СанПиН 2.1.3684-21 «Санитарно-эпидемиологические требования к содержанию территорий городских и сельских поселений, к водным объектам, питьевой воде и питьевому водоснабжению, атмосферному воздуху, почвам, жилым помещениям, эксплуатации производственных, общественных помещений, организации и проведению санитарно-противоэпидемических (профилактических) мероприятий» [35] и обеспечения барьерной роли в отношении патогенных микроорганизмов в соответствии с МУ 2.1.5.732-99 «Санитарно-эпидемиологический надзор за обеззараживанием сточных вод ультрафиолетовым излучением» [36]. Обеззараживание сточных вод происходит за счет воздействия на микроорганизмы бактерицидного УФ излучения. После обработки очищенные и обеззараженные сточные воды поступают на сброс в водный объект.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		77

3.2.1.2 Канализационные очистные сооружения производственно-дождевых стоков

Производственно-дождевые сточные воды подаются на КОС в вертикальный резервуар, а затем перекачиваются на очистные сооружения производственно-дождевых сточных вод.

Стоки поступают в блоки механической очистки, которые включают механические ступенчатые решетки со шнековыми транспортерами отбросов и гидравлическими прессами отбросов. После решеток производственные дождевые стоки направляются в нефтеловушку. Нефтеловушка предназначена для удаления свободноплавающих нефтепродуктов и песка. Всплывшие нефтепродукты и осадок собираются скиммерами и отводятся в отдельные емкости.

Осадок из приемка нефтеловушки песковыми насосами откачивается на промыватели песка. Пескопромыватели предназначены для промывки песка и отделения от него основной части органических и минеральных компонентов, которые с промывной водой возвращаются на физико-химическую очистку.

На стадии физико-химической очистки происходит выведение из сточных вод основного количества загрязняющих элементов в виде взвешенных веществ, нефтепродуктов, а также коллоидных, дисперсных и части растворимых соединений. Физико-химическая очистка осуществляется на напорных флотаторах с предварительной реагентной обработкой сточных вод. Очищенные на флотаторах производственно-дождевые стоки поступают на доочистку на осветлительных и угольных сорбционных фильтрах.

Доочистка предназначена для выведения всех проскоков взвешенных веществ, которые могут быть в очищенной воде после флотаторов. Осветление стоков происходит в результате прилипания загрязнений к поверхности и порам зерен фильтрующего материала, а также заполнения свободного пространства между частицами материала по всему объему фильтрующей загрузки. В качестве фильтрующей загрузки в угольных сорбционных фильтрах применяется уголь, активированный гранулированный. Очищенная вода после уголь-

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		78

ных фильтров направляется на обеззараживание. После фильтрации на угольных фильтрах очищенные стоки под остаточным напором направляются на обеззараживание, которое осуществляется на установках ультрафиолетового обеззараживания. Обеззараживание в установке происходит в результате воздействия бактерицидного ультрафиолетового излучения на микроорганизмы. Инактивация микроорганизмов происходит за счет сообщения им летальной дозы УФ-облучения посредством установки бактерицидных ламп в потоке обеззараживаемой сточной воды.

Очищенные производственно-дождевые стоки поступают в резервуары очищенных стоков, затем по мере необходимости насосной станцией подачи очищенных стоков направляются на площадку ВОС в резервуары производственного, противопожарного запаса воды на повторное использование. Излишек очищенных производственно-дождевых и дождевых сточных вод, не востребованный на производственные и противопожарные нужды, направляется на сброс в водный объект совместно с бытовыми стоками.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		79

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате выполнения выпускной бакалаврской работы были изучены научная и учебная литература, нормативные документы, отвечающие тематике, а также произведен анализ проблем, связанных с неэффективным использованием имеющихся установок осушки углеводородного газа. В ходе работы были изучены технологическая схема установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, основное оборудование и его назначение, используемое сырье и получаемая продукция.

Практическим закреплением изученного материала было выполнение технологического расчета основного оборудования процесса осушки и графической части в виде чертежа установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ. Также изучен экологический аспект, а именно рассмотрено влияние установки осушки и отбензинивания природного газа на гидросферу.

Таким образом, поставленные цель и задачи в ходе выполнения работы были достигнуты.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Удод Д.В.			<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Охотникова Г.Г.				У	80	85
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Pererabotka.gazprom.ru : Астраханский газоперерабатывающий завод [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://pererabotka.gazprom.ru/astrakhanskij-gazopererabatyvayu/>. – 15.01.2023

2 Tass.ru : Модернизация Астраханского ГПЗ позволит увеличить выпуск топлива на 20 % [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://tass.ru/ekonomika/12609061>. 15.01.2023

3 Тараканов, Г. В. Технология переработки природного газа и газового конденсата на Астраханском газоперерабатывающем заводе : учеб. пособие / Г. В. Тараканов ; Астрахан. гос. техн. ун-т. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2013. – 148 с.

4 Горбунов, С. А. Разработка, исследование и реализация способов повышения эффективности работы водогрейных котлов и технологического оборудования (на примере Сосногорского газоперерабатывающего завода) : автореф. на соискание ученой степени канд. техн. наук : 05.14.14 / С. А. Горбунов. – М. : Ухтинский государственный технический университет, 2015. – 20 с.

5 Energybase.ru : Газохимический комплекс на территории Астраханского ГПЗ будет построен к 2026 году [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://energybase.ru/news/industry/gcc-on-territory-of-astrakhan-gas-processing-plant-will-be-built-by-2026-2023-01-25>. – 14.03.2023

6 Agmsys : Лазерный сканер для БПЛА АГМ-МС3 [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://agmsys.ru/mscan/ms3>. – 14.03.2023

7 Катаев, К. А. Гидратообразование в трубопроводах природного газа / К. А. Катаев // Всероссийский журнал научных публикаций. – 2011. – № 1. – С. 22-23.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Удод Д.В.			<i>Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Охотникова Г.Г				У	81	85
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.				<i>АмГУ, ИФФ, 918-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

8 Тараканов, Г. В. Основы технологии переработки природного газа и конденсата: учеб. пособие / Г. В. Тараканов, А. К. Мановян. – 2-е изд., перераб. и доп. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2010. – 192 с.

9 Лапидус, А. Л. Газохимия: учебник для вузов / А. Л. Лапидус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Российский государственный университет нефти и газа имени И. М. Губкина, 2013. – 405 с.

10 Жданова, Н. В. Осушка углеводородных газов / Н. В. Жданова, А. В. Халиф. – 2-е изд. – М. : Химия, 1984. – 192 с.

11 Кемпбел, Д. М. Очистка и переработка природных газов : пер. с англ. под редакцией С. Ф. Гудкова. / Д. М. Кемпбел. – М. : Недра, 1977. – 345 с.

12 Запорожец, Е. П. Промысловая подготовка нефтяных и природных газов / Е. П. Запорожец [и др.]. – М. : Российский государственный университет нефти и газа имени И. М. Губкина, 2016. – 424 с.

13 Мурин, В. И. Технология переработки природного газа и конденсата / В. И. Мурин, Н. Н. Кисленко, Ю. В. Сурков. – М. : ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. – 517 с.

14 Казак, Д. В. Сравнительная характеристика гликолей, применяемых на установках абсорбционной осушки газа / Д. В. Казак, В. П. Соломатин. – Томск : Изд-во ТПУ, 2018. – Т.2 – С. 322-324.

15 Шевкунов, С. Н. Адсорбционная осушка и низкотемпературная ректификация в процессах промышленной подготовки природного газа / С. Н. Шевкунов // Экспозиция Нефть Газ, 2016. – 4 с.

16 Соколов, В. А. Молекулярные сита и их применение / В. А. Соколов, Н. С. Торочешников, Н. В. Кельцев. – М. : Химия, 1964. – 156 с.

17 Мановян, А. К. Технология первичной переработки нефти и природного газа : учеб. пособие для вузов / А. К. Мановян. – 2-е изд. – М. : Химия, 2001. – 568 с.

18 ИТС 50-2017 Переработка природного и попутного газа. – М.: Бюро НТД, 2017. – 213 с.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						82
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

19 Бекиров, Т. М. Первичная переработка природных газов / Т. М. Бекиров. – М. : Химия, 1987. – 256 с.

20 Носкова, Ю. А. Адсорбционный метод извлечения углеводородов из природных и попутных нефтяных газов / Ю. А. Носкова, В. А. Казаков, М. А. Передерий // Химия твердого топлива, 2008. – № 6. – С. 29-34.

21 Горбунов, А. М. Повышение эффективности работы установок осушки углеводородного газа / А. М. Горбунов, О. Н. Каратун // Вестник АГТУ. – 2005. – № 6. – С. 104-107.

22 Искалиева, С. К. Совершенствование технологии процесса адсорбционной осушки обессеренного газа : автореф. на соискание ученой степени канд. техн. наук : 05.17.07 / С. К. Искалиева. – Астрахань : Астраханский государственный технический университет, 2012. – 24 с.

23 ГОСТ 5542-2014 Газы горючие природные для промышленного и коммунально-бытового назначения. Технические условия. – Взамен ГОСТ 5542-87 ; введ. 2015–07–01. – М. : 2015. – 11 с.

24 Танаянц, О. В. Влияние газа регенерации цеолитов процесса осушки на качество товарного газа Астраханского ГПЗ в период высоких температур окружающего воздуха / О. В. Танаянц, В. В. Шардыко, О. Н. Каратун, С. В. Драчевский // НефтеГазоХимия. – 2019. – № 2. – С. 21–24.

25 Технический регламент Евроазиатского экономического союза ТР ЕАЭС 046/2018 О безопасности газа горючего природного, подготовленного к транспортированию и (или) использованию. Принят решением Совета Евразийской экономической комиссии от 14 сентября 2018 г. № 74.

26 Григорьева, Н. А. Расчет установки адсорбционной осушки газа: методические указания : под редакцией А. Л. Лapidуса. / Н. А. Григорьева, Ф. Г. Жагфаров. – М. : Российский государственный университет нефти и газа имени И. М. Губкина, 2011. – 11 с.

27 Эмирджанов, Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке / Р. Т. Эмирджанов. – М. : Химия, 1965. – 546 с.

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		83

28 Танатаров, М. А. Технологические расчеты установок переработки нефти : учеб. пособие / М. А. Танатаров, М. Н. Ахметшина, Р. А. Фасхутдинов. – М. : Химия, 1987. – 352 с.

29 Липин, А. А. Расчет трубчатых печей: учеб. пособие / А.А. Липин, А.Г. Липин; Иван. гос. хим.-тех. ун-т. – Иваново, 2019. – 80 с.

30 ГОСТ 9929-82 Аппараты теплообменные кожухотрубчатые стальные. Типы, основные параметры и размеры. – Взамен ГОСТ 9929-77 ; введ. 1982–0–09. – М. : Изд-во стандартов, 1982. – 11 с.

31 ГОСТ 21944-76 Аппараты колонные стальные. Ряд диаметров. Расстояние между тарелками. – введ. 1977–01–01. – М. : Изд-во стандартов, 1977. – 6 с.

32 Постановление правительства Российской Федерации от 22.05.2020 № 728 «Об утверждении Правил осуществления контроля состава и свойств сточных вод и о внесении изменений и признании утратившими силу некоторых актов Правительства Российской Федерации».

33 Ефимова, Г. А. Основы экологии / Г. А. Ефимова, Н. С. Яманина, С.З. Калаева, Н.Л. Гурылёва. – Ярославль : Изд-во ЯГТУ, 2013. – 155 с.

34 Постановление Главного государственного санитарного врача Российской Федерации от 28.01.2021 № 3 «Об утверждении санитарных правил и норм СанПиН 2.1.3684-21 «Санитарно-эпидемиологические требования к содержанию территорий городских и сельских поселений, к водным объектам, питьевой воде и питьевому водоснабжению, атмосферному воздуху, почвам, жилым помещениям, эксплуатации производственных, общественных помещений, организации и проведению санитарно-противоэпидемических (профилактических) мероприятий».

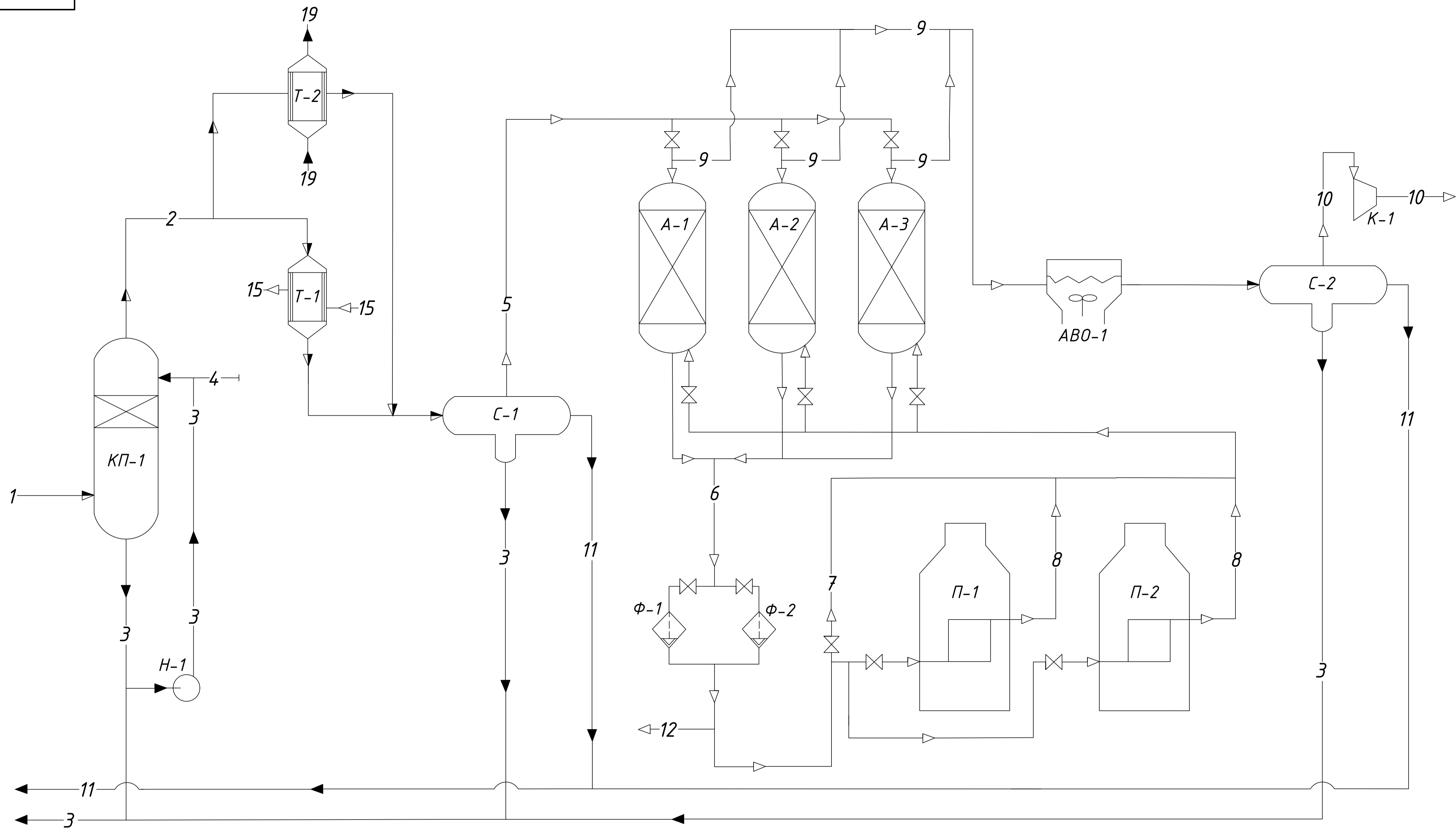
35 Методические указания МУ 2.1.5.800-99 «Организация Госсанэпиднадзора за обеззараживанием сточных вод».

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		84

36 ГОСТ 17.1.3.13-86 «Охрана природы. Гидросфера. Общие требования к охране поверхностных вод от загрязнения». – введ. 1986-07-01. – М. : Постановление Государственного комитета СССР по стандартам, 1986. – 2 с.

37 Приказ Минсельхоза России от 13.12.2016 № 552 «Об утверждении нормативов качества воды водных объектов рыбохозяйственного значения, в том числе нормативов предельно допустимых концентраций вредных веществ в водах водных объектов рыбохозяйственного значения».

					<i>ВКР.892557.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		85

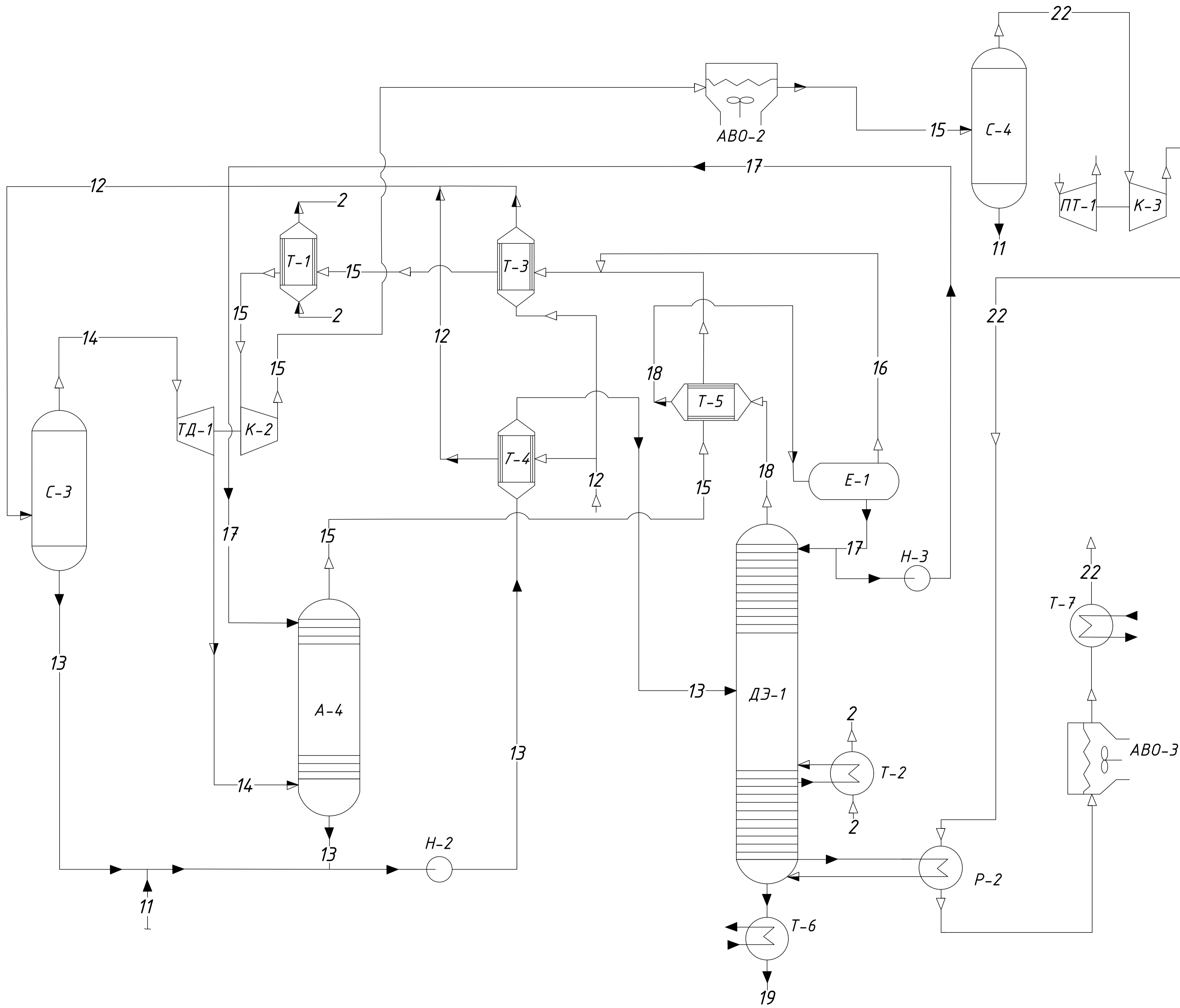


Обозначение	Наименование	Кол-во
КП-1	Колонна промывки	1
Т-1-2	Теплообменник	2
Н-1	Насос	1
С-1-2	Трехфазный сепаратор	2
А-1-2-3	Адсорбер	3
Ф-1-2	Фильтр	2
П-1-2	Трубчатая печь	2
АВО-1	Аппарат воздушного охлаждения	1
К-1	Компрессор	1

Обозначение	Наименование среды
-1-1-	Влажный газ
-2-2-	Промытый газ
-3-3-	Вода промывки
-4-4-	Свежая вода
-5-5-	Газ на осушку
-6-6-	Осушенный запыленный газ
-7-7-	Осушенный газ
-8-8-	Осушенный газ на десорбцию
-9-9-	Газ регенерации
-10-10-	Газ на установку очистки от сероводорода
-11-11-	Углеводородный конденсат
-12-12-	Осушенный газ для переработки в блок отбензинивания
-15-15-	Товарный газ из блока отбензинивания
-19-19-	Широкая фракция легких углеводородов

				ВКР.892557.180301.ТС		
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ	
					Лит.	Масса
Разраб.	Удов. Д.В.				у	1:1
Провер.	Охотникова Г.Г.				Лист 1	Листов 2
Т.Контр.					Технологическая схема блока осушки природного газа	
Н.Контр.	Родина Т.А.				Ин'ч ИФФ гр. 918-об	
Утвержд.	Гужель Ю.А.				Формат А1	
				Копировал		

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



Обозначение	Наименование	Кол-во
C-3-4	Сепаратор	2
T-1-2-3-4-5-6-7	Теплообменники	7
ТД-1	Турбодетандер	1
К-2-3	Компрессор	2
А-4	Абсорбер	1
ДЗ-1	Колонна дезанизации	1
АВО-2-3	Аппарат воздушного охлаждения	2
Р-1-2	Ребойлер	2
Е-1	Емкость	1
Н-2-3	Насос	2
ПТ-1	Паровая турбина	1

Обозначение Букв	Графическое	Наименование среды
-2-2-		Промытый газ
-11-11-		Углеводородный конденсат
-12-12-		Осушенный газ для переработки в блок отбензинивания
-13-13-		Конденсат и жидкие углеводороды
-14-14-		Отбензиненный газ (I ступени)
-15-15-		Отбензиненный газ (II ступени)
-16-16-		Несконденсированные пары процесса дезанизации
-17-17-		Дистиллят дезанизатора
-18-18-		Газ дезанизации
-19-19-		Широкая фракция легких углеводородов
-20-20-		Оборотная вода
-21-21-		Перегретый водяной пар
-22-22-		Товарный газ

Инв. № подл. Подп. и дата Изм. № Инв. № Изм. № Инв. № Подп. и дата
 Справ. № Перв. примен.

ВКР.892557.180301.ТС				
Изм./Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ
Разраб.	Удов Д.В.			Лит. у
Провер.	Охотникова Г.Г.			Масса
Т.Контр.				Масштаб 1:1
Н.Контр.	Радина Т.А.			Лист 1
Утвержд.	Гужель Ю.А.			Листов 1
Технологическая схема блока отбензинивания природного газа				
АмГУ ИФФ гр. 918-об				
Формат А1				