

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

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

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

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Совершенствование технологий осушки углеводородных газов

Исполнитель студент группы 0107-об	_____	И.Д. Лиханов
	(подпись, дата)	
Руководитель доцент, канд. техн. наук	_____	Ю.А. Гужель
	(подпись, дата)	
Консультант по безопасности жизнедеятельности доцент, канд. техн. наук	_____	А.В. Козырь
	(подпись, дата)	
Нормоконтроль проф., док. хим. наук	_____	Т.А. Родина
	(подпись, дата)	

Благовещенск 2024

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

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра Химии и химической технологии

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

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Лиханова Ильи Дмитриевича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Совершенствование технологий осушки углеводородных газов» утверждена Приказом от 17.04.2024 г № 1016-уч.
2. Срок сдачи студентом законченной работы 07.06.2024 г.
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки – 7 млрд. м³/год. Расход осушаемого газа – 375 тыс. м³/ч. Температура процесса 20 °С, давление – 7,2 МПа. Время работы за цикл – 24 часа. Содержание метана в сырьевом потоке, не менее – 85 %. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная и иная документация.
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по методам осушки природного газа. Характеристика сырья и готовой продукции. Описание технологической схемы установки. Материальный баланс. Расчет процесса осушки. Обоснование предлагаемых решений по совершенствованию процесса осушки. Безопасность производства.
5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема адсорбционной осушки природного газа.
6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент – раздел «Безопасность и экологичность производства».
7. Дата выдачи задания 25.04.2024 г.

Руководитель выпускной квалификационной работы: Гужель Юлия Александровна, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 25.04.2024 г.

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 69 листов, 10 таблиц, 10 рисунков, 40 источников.

ГАЗОВАЯ ПРОМЫШЛЕННОСТЬ, ОСУШКА ГАЗА, ГАЗОВЫЕ ГИДРАТЫ, АБСОРБЦИЯ, АДСОРБЦИЯ, СОРБЕНТЫ, ЦЕОЛИТЫ, ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЬ, ТОЧКА РОСЫ, ВЛАГОЕМКОСТЬ

Целью работы является модернизация процесса осушки природного газа, расчет основного оборудования, а также ознакомление с организацией пожарной безопасности и охраной окружающей среды на установке.

В выпускной квалификационной работе рассмотрены методы осушки природного газа, способы модернизации, сырьё и продукты процесса. Представлено целевое назначение процесса. Произведён расчёт установки адсорбционной осушки природного газа и подведены итоги модернизации.

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	Совершенствование технологий осушки углеводородных газов	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Лиханов И.Д.</i>					<i>У</i>	<i>3</i>	<i>69</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>					АмГУ ИКиИН 0107-об гр.		
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>							
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	5
1 Литературный обзор	6
1.1 Современное состояние газовой промышленности	6
1.2 Назначение процесса осушки сырьевого газа	8
1.3 Методы осушки природных газов	10
1.3.1 Осушка охлаждением	12
1.3.2 Абсорбционная осушка	16
1.3.3 Адсорбционная осушка	23
1.4 Методы совершенствования процесса осушки газа	29
2 Технологическая часть	35
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	35
2.2 Описание технологической схемы адсорбционной осушки газа	37
2.3 Расчет материального баланса	40
2.4 Технологический расчет процесса осушки природного газа	45
2.5 Обоснование модернизации процесса адсорбционной осушки	52
3 Безопасность производства	61
3.1 Характеристика опасностей производства	61
Заключение	63
Библиографический список	65

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Лиханов И.Д.</i>			<i>Совершенствование технологий осушки углеводородных газов</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				У	4	69
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ ИКиИН 0107-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

ВВЕДЕНИЕ

Как одна из крупнейших в мире нефтегазодобывающих стран Россия получает значительные доходы от использования своих ресурсов. Часть этих доходов поступает в госбюджет за счет экспорта российского природного газа в европейские и другие страны. Однако транспортировка газа как по магистральным трубопроводам к российским потребителям, так и за пределы государства невозможна без соблюдения определенных требований к качеству природного газа. Данные требования преследуют несколько целей: предотвращение коррозии и гидратообразования в трубопроводах, улучшение качества газа, а также уменьшение загрязнения окружающей среды.

В настоящее время большая часть добываемого в России газа содержит значительное количество различных примесей, не позволяющих направлять газ непосредственно к потребителю. Влага вызывает образование газовых гидратов, подвергает аппаратуру коррозионному воздействию, отравляет катализаторы, снижает эффективность процессов газопереработки и транспортировки газа. Поэтому для оптимального проведения технологического процесса на газоперерабатывающих установках необходимо проводить осушку газа от содержащихся в нем примесей.

Для осушки газов от влаги в основном применяют абсорбционные и адсорбционные процессы, но также возможно применение осушки охлаждением.

Целью выпускной квалификационной работы является изучение методов осушки газа, факторов, влияющих на технологический процесс, расчет основных аппаратов для разработки модернизации данного процесса.

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	Совершенствование технологий осушки углеводородных газов	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Лиханов И.Д.</i>					<i>У</i>	<i>5</i>	<i>69</i>
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>					АмГУ ИКиИН 0107-об гр.		
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>							
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Современное состояние газовой промышленности

Природный газ представляет собой сложную смесь газов, которая включает как органические, так и неорганические соединения. В составе органических соединений преобладают углеводороды, такие как метан (C_1), этан (C_2), пропан (C_3) и бутан (C_4), при этом содержание метана может достигать до 98 %.

Многофункциональность и перспективность природного газа объясняются его широкой сферой применения в различных отраслях промышленности. Он служит важным сырьевым ресурсом в нефтехимическом синтезе и находит широкое применение в коммунально-бытовом секторе. В результате газоперерабатывающая промышленность продолжает быть актуальной и востребованной в современном мире.

Высокий спрос на природный газ обусловлен его ключевыми свойствами: значительной теплотой сгорания, превышающей 40 МДж/кг; экологической чистотой, проявляющейся в отсутствии дыма, золы, копоти и запаха; малой удельной массой, что упрощает транспортировку на большие расстояния; и низкой себестоимостью добычи, которая вдвое ниже, чем у нефти [1].

Суммарные запасы природного газа по всему миру на текущий момент составляют 187,3 трлн м³. Российская Федерация занимает лидирующую позицию по объемам разведанных запасов газа и находится на втором месте по его добыче (табл.1). В частности, запасы природного газа на территории России составляют 47,8 трлн м³.

Распределение мировых запасов природного газа по странам: Россия и СНГ составляют 40 %; доля Ирана составляет 14 %; доля США на мировом

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	Совершенствование технологий осушки углеводородных газов	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	<i>Лиханов И.Д.</i>					У	6	69
<i>Пров.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>					АмГУ ИКиИН 0107-об гр.		
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>							
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>							

рынке составляет 7 %; доля Западной Европы составляет 5 %; другие государства составляют 33 % от общего числа.

Таблица 1 содержит информацию о запасах и добыче природного газа, представленную в виде количественных показателей [2].

Таблица 1 – Основные лидеры по запасам и добыче природного газа

Место в рейтинге	Страна	Объём разведанных запасов природного газа (трлн м ³)	Страна	Годовой объём добычи (млрд м ³)
1	Россия	47,8	США	934,2
2	Иран	33,9	Россия	701,7
3	Катар	23,9	Иран	256,7
4	Саудовская Аравия	15,9	Китай	209,2
5	США	13,1	Катар	177,0

На территории Российской Федерации сконцентрирована значительная часть крупнейших месторождений природного газа, что делает страну одним из ведущих мировых производителей и экспортеров этого энергоресурса.

На рисунке 1 представлена тенденция добычи природного газа в России, начиная с 2019 года [2].

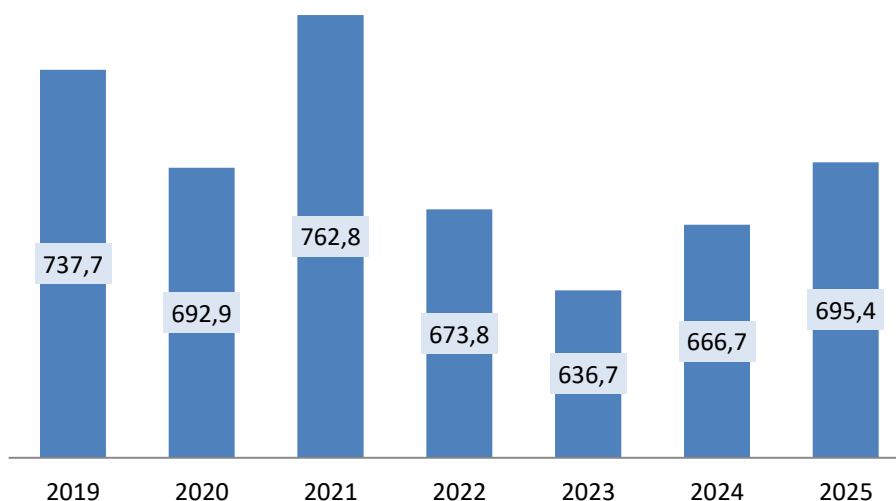


Рисунок 1 – Динамика добычи природного газа на территории Российской Федерации

В период с 2021 г. по 2024 г. в России наблюдалась тенденция к снижению объемов добычи природного газа. Основной причиной этого стало сокращение экспорта газа в Европу. Дополнительным фактором стало проведение капитального ремонта двух производственных линий на заводе «Ямал СПГ». В результате снижение в добыче газа составило 5,5 % в 2023 г. и 11,7 % в 2022 г., о чем свидетельствуют данные источника.

В 2024 году добыча природного газа на территории Российской Федерации может вырасти на 5 % по сравнению с предыдущим годом, достигнув объема 669 млрд м³, при этом отмечается возможность дальнейшего увеличения объема добычи. Долгосрочная стабильность газовой промышленности России обусловлена её обширным внутренним рынком. В 2023 году около 80 % добытого газа в стране было использовано для покрытия внутреннего спроса. Увеличение объёмов добычи газа в 2024 году и в дальнейшем будет достигнуто за счёт роста экспорта сжиженного природного газа (СПГ) российскими компаниями и расширения поставок по трубопроводам в Китай и Центральную Азию [3].

1.2 Назначение процесса осушки сырьевого газа

Для эффективной транспортировки и переработки природного газа требуется проведение осушки. Наличие влаги в газе образуется вследствие взаимодействия с водой в пластовых условиях.

Конденсация влаги может привести к образованию кристаллогидратов. Эта ситуация вызывает значительные проблемы при транспортировке газа: гидраты формируются на внутренней поверхности газопроводов, уменьшая их пропускную способность. В результате, это может вызвать аварийное прекращение функционирования системы. Таким образом, присутствие влаги является нежелательным и иногда даже опасным.

Газовые гидраты представляют собой твердые кристаллические вещества, формирующиеся при взаимодействии газообразных молекул с молекулами воды, когда условия характеризуются высоким давлением и низкими температурами. Эти структуры состоят из газовых молекул, запертых в кристал-

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		8

лической решетке льда. Во внешнем виде газовые гидраты похожи на белый лед или снег.

Актуальные представления о структуре газовых гидратов основываются на том, что молекулы газа заключены внутри каверн кристаллической решетки благодаря слабым межмолекулярным взаимодействиям, известным как силы Ван-дер-Ваальса. Эти взаимодействия вызваны поляризацией молекул газа и молекул воды, что приводит к возникновению притягивающих сил между ними.

Ван-дер-Ваальсовы силы представляют собой слабые межмолекулярные взаимодействия, уступающие по своей силе ковалентным и ионным связям, однако, их вполне достаточно для удержания молекул газа в пределах кристаллической решетки. Тем самым создается устойчивое твердое вещество, в котором молекулы газа остаются фиксированными и не могут перемещаться свободно.

Для предотвращения образования гидратов в газопроводах необходимо поддерживать влагосодержание подаваемого газа на минимально допустимом уровне. Это критически важно при проектировании систем осушки газа перед его транспортировкой по трубопроводам. Кроме контроля уровня влажности, в современных технологиях подготовки газа применяются различные ингибиторы гидратообразования, что предотвращает образование гидратов на маршруте транспортировки природного газа от мест добычи до предприятий по подготовке и переработке.

Ингибиторы гидратообразования вводятся в поток газа для абсорбции водяного пара, образуя раствор, предотвращающий образование гидратов. К наиболее популярным ингибиторам относятся метанол (CH_3OH), а также растворы диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ). Самый распространенный летучий ингибитор – метанол.

Осушка является значимым этапом переработки, который обеспечивает надежную и эффективную эксплуатацию оборудования и соблюдение установленного технологического режима [5].

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						9
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

1.3 Методы осушки природного газа

Процесс осушки природного газа включает в себя несколько методов, каждый из которых обладает специфическими положительными аспектами и недостатками.

1) Прямое охлаждение представляет собой процесс, при котором газ охлаждают до такой температуры, что содержащийся в нем водяной пар конденсируется в жидкость. Этот метод характеризуется своей простотой и высокой эффективностью, однако он требует существенных энергетических затрат, особенно при обработке больших объемов газового потока.

2) Абсорбция представляет собой процесс поглощения водяного пара из газовой фазы с использованием жидкого абсорбента, такого как диэтиленгликоль (ДЭГ) или триэтиленгликоль (ТЭГ). Этот метод является высокоэффективным для удаления значительных объемов влаги из газовых потоков. Однако процесс требует периодической регенерации абсорбента для восстановления его свойств и поддержания эффективности, что, в свою очередь, усложняет технологическую схему и увеличивает финансовые затраты на проведение процесса.

3) Адсорбция. Водяной пар из газовой смеси поглощается на поверхности твердого адсорбента, к примеру, активированного оксида алюминия или силикагеля. Этот метод также эффективен для удаления влаги, но требует проведения периодической регенерации или замены адсорбента, что увеличивает сложность и стоимость процесса.

Сорбционные методы осушки, такие как абсорбция и адсорбция, могут быть более эффективными в удалении влаги по сравнению с прямым охлаждением, но они требуют использования более сложного оборудования и более высокие эксплуатационные затраты. Поэтому выбор метода осушки газа должен основываться на подробном анализе специфических требований и условий конкретного процесса. Окончательное решение о методе осушки газа зависит от множества факторов: состава газа, требуемого уровня осушки и экономической целесообразности.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						10
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Рассмотрим ключевые термины, которые позволяют определить наличие влаги в газе. Эти термины предоставляют важную информацию для оценки эффективности процессов осушки газа и для принятия решений о выборе наиболее подходящего метода для конкретных технологических операций и применений.

Осушка газа представляет собой технологический процесс удаления водяных паров из газообразной среды, что приводит к уменьшению как абсолютной, так и относительной влажности газового потока.

Влагоемкость (влагосодержание) газа – это максимальное количество водяных паров, которое может быть присутствовать в газообразной среде при определенных температуре и давлении, когда достигается состояние насыщения.

Абсолютная влажность газа представляет собой точное количество водяных паров, присутствующих в конкретном объеме газа.

Относительная влажность – это отношение массы водяного пара, фактически содержащегося в газе, к массе водяного пара, который мог бы присутствовать в том же объеме, при той же температуре и давлении. Относительная влажность выражается в процентах, показывая, насколько близок газ к состоянию насыщения водяным паром. 100 % относительной влажности указывает, что газ полностью насыщен водяным паром, тогда как 0 % означает полное отсутствие водяного пара в газе.

Точка росы – это температурный показатель при конкретном давлении, характеризующий момент, когда парообразная вода в составе газа достигает состояния насыщения, что приводит к началу конденсации в жидкую фазу.

Глубина осушки характеризует степень удаления влаги из газообразного вещества. Понижение точки росы свидетельствует о более высокой эффективности процесса осушки.

Точка росы по углеводородам – это конкретная температура или давление, при достижении которых углеводородная жидкость начинает конденсироваться из газовой смеси. Это явление указывает на наличие в газе тяжелых

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		11

углеводородов, обладающих более высокими температурами кипения и конденсации.

Абсолютная точка росы представляет собой температуру, при достижении которой водяной пар в газе конденсируется в жидкую воду, что указывает на насыщение воздуха водяным паром и начало процесса конденсации.

Депрессия точки росы представляет собой разницу между температурой точки росы влажного газа и температурой точки росы осушенного газа. Этот показатель отражает количество влаги, которая была удалена из газа в ходе осушительного процесса, а также дает представление о эффективности данного процесса [6].

1.3.1 Осушка охлаждением

Процесс осушки посредством охлаждения основан на принципе снижения температуры газа ниже точки росы, что приводит к конденсации влаги. Затем образовавшийся конденсат извлекается из газового потока. Этот метод осушки особенно эффективен для обработки природного газа с высоким содержанием водяного пара.

Процесс осушки природного газа охлаждением обычно включает следующие этапы:

1. Охлаждение газа: Газовый поток пропускают через охлаждающее оборудование, такое как теплообменники или холодильные установки. Температура газа снижается до точки росы, при которой водяной пар начинает конденсироваться.

2. Конденсация влаги: При охлаждении газа водяной пар конденсируется в жидкую воду. Конденсат собирается в сепараторах или других устройствах для удаления жидкости.

3. Удаление конденсата: Сконденсированная вода удаляется из газового потока. Это можно сделать с помощью сепараторов, фильтров или других устройств. Осушка природного газа методом охлаждения позволяет эффективно удалить влагу из газа и достичь требуемой влажности для различных процессов и применений.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						12
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Основными факторами, влияющими на эффективность проведения данного процесса, являются:

- температура;
- давление;
- число ступеней сепарации;
- эффективность оборудования.

Температура, при которой осуществляется процесс, подбирается с учетом требуемой точки росы, чтобы обеспечить транспортировку газа по трубопроводу в однофазном состоянии. При уменьшении температуры сепарации углеводородных газов для легких фракций происходит значительное повышение степени извлечения конденсатообразующих компонентов, включая водяной пар [7].

Когда давление газа уменьшается перед процессом сепарации, происходит адиабатическое расширение газа, что вызывает снижение температуры. Эффективное регулирование давления с применением специализированного оборудования, например, дроссельных клапанов и турбодетандеров, создает оптимальные условия для данного технологического процесса.

Число ступеней сепарации является важным показателем для газоконденсатных месторождений. В процессе подготовки используют двух- и трехступенчатые сепарационные схемы. При уменьшении числа ступеней сепарации возрастает потеря легких компонентов газа вместе с конденсатом.

Эффективность оборудования является ключевой характеристикой. Эффективность низкотемпературных сепарационных установок определяется использованием определённых источников холода. Основные методы генерации холода включают дросселирование, при котором газ проходит через дроссельный клапан, что вызывает снижение давления и температуры газа, и расширение в турбодетандерах, где газ проходит через турбодетандер, преобразующий часть потенциальной энергии газа в механическую работу. В результате этого процесса происходит понижение давления и температуры газа без утраты энергии [8].

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						13
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Ключевые достоинства метода низкотемпературной сепарации (НТС): схема с простым управлением процесса; автоматизация (предполагает использование технологий и систем для выполнения задач, которые ранее требовали ручного вмешательства); минимальные капитальные вложения и эксплуатационные расходы.

Ключевые недостатки НТС: значительное потребление тепловой энергии; снижение производственной эффективности, связанное с уменьшением плотности и вязкости пластовой жидкости; невысокий процент извлечения целевых компонентов из сырья.

На рисунке 2 показана технологическая схема НТС [9].

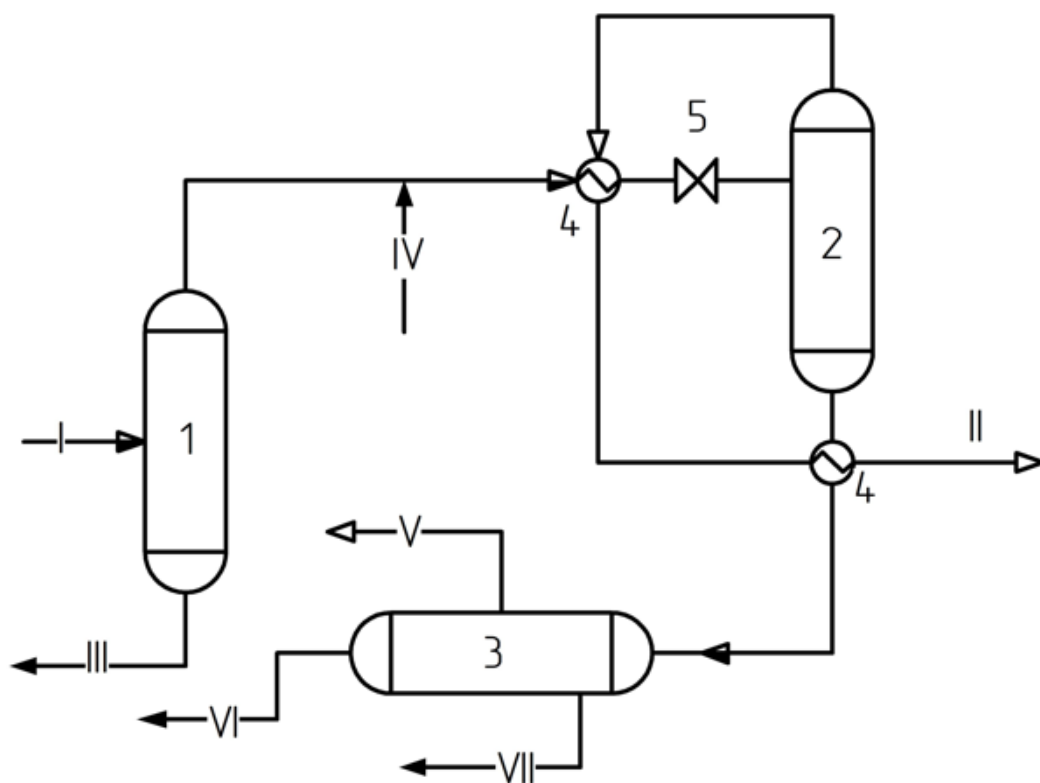


Рисунок 2 – Технологическая схема подготовки газа к транспортировке с применением низкотемпературной сепарации:

1 – входной сепаратор; 2 – низкотемпературный сепаратор; 3 – трехфазный сепаратор; 4 – теплообменники; 5 – дроссель

I – сырой газ; II – сухой газ; III – пластовая вода; IV – гликоль; V – факел; VI – газоконденсат; VII – ингибитор гидратообразования

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

Сырьевой газ, добываемый со скважин, поступает во входной сепаратор, в котором происходит отделение жидкой фазы, включающей пластовую воду с растворёнными ингибиторами и сконденсировавшийся углеводородный конденсат. Затем отделённый газ направляется в рекуперативные теплообменники, предназначенные для рекуперации холода с дросселированного потока газа. Чтобы предотвратить образование гидратов, в газовый поток до теплообменника вводится ингибитор гидратообразования, такой как гликоль или метанол. Охлаждённый газ из теплообменников поступает на дроссель или детандер, где за счёт дросселирования или детандирования происходит снижение температуры потока. После охлаждения газ направляется в низкотемпературный сепаратор, в котором из потока отделяется сконденсировавшиеся жидкие углеводороды и водный раствор ингибитора гидратообразования. Сухой газ, прошедший через низкотемпературный сепаратор, проходит через рекуперативный теплообменник, где он нагревается, а затем опять поступает в рекуперативный теплообменник, где нагревает отходящую жидкую фазу из НТС. Только после этого газ подается в магистральный газопровод. Жидкая фаза из низкотемпературного сепаратора нагревается в рекуперативном теплообменнике и дальше поступает в трёхфазный сепаратор, в котором выветриваемый газ отправляется или на факел, или используется для собственных нужд. Водный раствор ингибитора, выведенный из нижней части трёхфазного сепаратора, направляется на регенерацию, а конденсат подлежит дальнейшей стабилизации на установке стабилизации конденсата (УСК).

Метод низкотемпературной сепарации (НТС) редко как самостоятельный процесс. Как правило, его комбинируют с другими технологическими методами. Например, НТС используют в качестве предварительной стадии обработки природного газа перед его транспортировкой по трубопроводам с места добычи. Таким образом, НТС является частью более сложного технологического процесса.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						15
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

1.3.2 Абсорбционная осушка

Процесс абсорбции является одним из ключевых способов для осушки газовых смесей. Основным условием, обеспечивающим эффективность этого процесса, является высокое парциальное давление извлекаемого компонента в газовой смеси относительно абсорбента. Разность давлений между газом и абсорбентом выступает как движущая сила этого процесса [10].

По своей природе абсорбция делится на две основные категории:

- физическую, при которой выделение компонентов из газовой смеси осуществляется за счет их селективного растворения в абсорбентах;
- химическую адсорбцию (хемосорбцию), которая базируется на химическом взаимодействии извлекаемых из смеси компонентов с активными участками поверхности адсорбента.

Скорость физической абсорбции контролируется диффузионными процессами, в то время как скорость хемосорбции определяется суммарным влиянием скорости диффузии и протекания химической реакции.

Процесс абсорбции, при котором осуществляется поглощение компонентов из газовой смеси жидким абсорбентом, сопровождается экзотермической реакцией. Количество выделяемого тепла напрямую зависит от массы поглощенных компонентов и их теплоты растворения.

В России примерно 70 % добываемого природного газа подготавливается к транспортировке с использованием метода абсорбционной осушки. Данный процесс заключается в извлечении влаги из газовой смеси, где водяные пары поглощаются абсорбентом, представляющим собой жидкую фазу.

Диэтиленгликоль (ДЭГ) является широко используемым абсорбентом в России. Он обладает высокой селективностью к поглощению водяных паров и универсально работает при различных условиях. Основное преимущество триэтиленгликоля (ТЭГ), по сравнению с ДЭГ, это низкие потери при использовании.

Выбор между ДЭГ и ТЭГ зависит от конкретных условий и требований процесса осушки газа. Каждый абсорбент имеет свои особенности и преимущ-

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		16

щества, которые могут быть учтены при выборе оптимального решения для конкретной установки осушки газа

Для жидких осушителей необходимо наличие определённого набора характеристик, включая [11]:

- значительная способность к поглощению различных веществ в широком диапазоне параметров, включая давление, температуру и концентрацию;
- пониженная вязкость в условиях эксплуатации, что обеспечивает отличный контакт с газовой средой;
- высокая селективность к компонентам газа, что подразумевает низкую взаиморастворимость с данными компонентами;
- низкое давление насыщенных паров, чтобы минимизировать потери вследствие их испарения;
- температура кипения вещества, отличная от температуры кипения воды, что упрощает процесс разделения адсорбированной воды от осушителя;
- низкая коррозионная активность, обеспечивающая защиту от повреждений материалу, и значительная сопротивляемость окислительным процессам и термическому разложению;
- слабое образование пены при взаимодействии с газовой смесью;
- экологическая безопасность благодаря нетоксичности и способности к полному биологическому разложению веществ;
- отсутствие химического взаимодействия с ингибиторами коррозии и гидратообразования, применяемыми в процессе добычи газа;
- плотность, которая существенно отличается от плотности углеводородного конденсата, что позволяет обеспечить четкое и эффективное разделение веществ с использованием стандартных методик;
- высокая химическая стабильность (для предотвращения разложения или реакций с осушаемым газом);
- низкая температура замерзания (для работы в условиях низких температур).

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		17

В таблице 2 представлены основные физические и химические характеристики триэтиленгликоля (ТЭГ) и диэтиленгликоля (ДЭГ) [12].

Таблица 2 – Основные физико-химические характеристики диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ)

Показатели	ДЭГ	ТЭГ
Химическая формула	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_4$
Молекулярная масса, г/моль	107,12	150,18
Относительная плотность	1,118	1,126
Температура кипения, °С	244,8	278,3
Давление насыщенных паров при 20 °С, Па	1,31	1,31
Температура замерзания, °С	-8	-7,2
Вязкость при 20 °С, мПа·с	35,7	47,8
Коэффициент преломления	1,4472	1,4559
Поверхностное натяжение при 20 °С, 10^{-3} Н/м	48,5	45,2
Удельная теплоемкость, кДж/(кг·К)	2,09	2,20
Теплота испарения, кДж/кмоль	68,87	62,6
Теплопроводность, Вт/(м ² ·°С)	0,25	0,23
Электропроводность, 1/(Ом·см)	$3,1 \cdot 10^{-8}$	$8,4 \cdot 10^{-8}$

Основным аппаратом абсорбционных процессов является абсорбер. Этот аппарат должен обладать развией поверхностью взаимодействия между жидкостью и газом. В зависимости от метода создания данной поверхности, абсорберы условно подразделяются на такие группы:

- поверхностные и пленочные;
- насадочные;
- барботажные колонны с тарельчатыми устройствами;
- распыляющие.

В нефтегазовой промышленности наиболее часто используются абсорберы двух типов: тарельчатые и насадочные. На рисунке 3 представлен насадочный абсорбер [13].

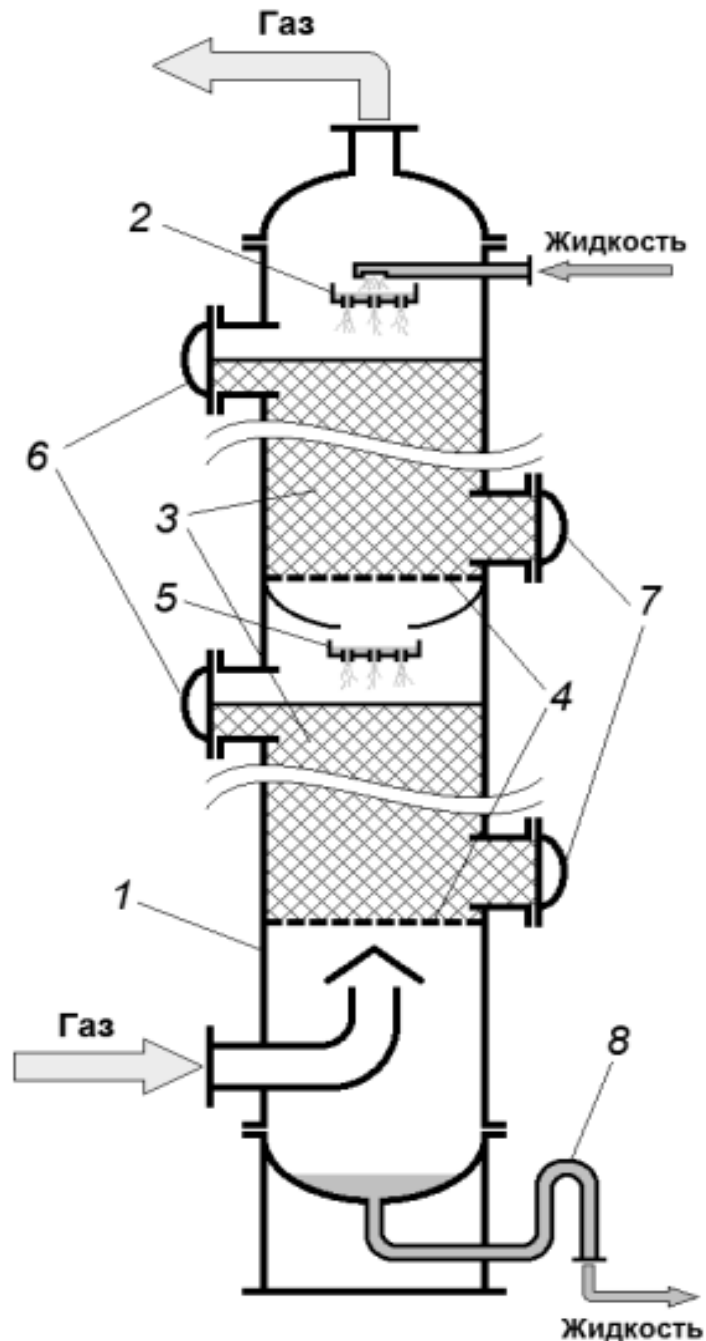


Рисунок 3 – Схема устройства насадочного плёночного абсорбера:
 1 – корпус; 2 – распределительная тарелка; 3 – сегменты насадки; 4 – опорные решётки; 5 – перераспределительные тарелки; 6 – люки для загрузки насадки;
 7 – люки для выгрузки насадки; 8 – гидрозатвор

Установки осушки газом, применяющие жидкие абсорбенты, делятся на два основных типа: системы с использованием барботажных колонн и системы с впрыском гликоля непосредственно в газовый поток. Рассмотрим более детально процесс осушки газа в барботажных колоннах на рисунке 4 [13].

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

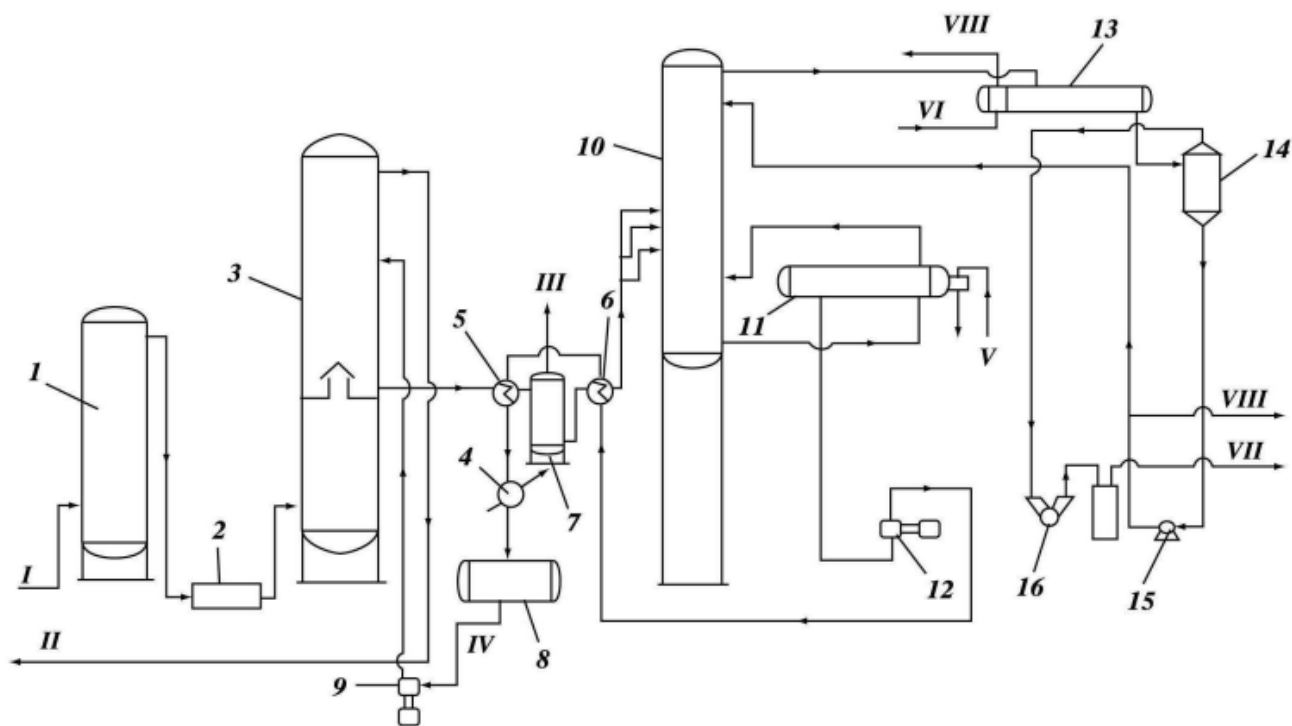


Рисунок 4 – Технологическая схема установки осушки газа:

1 – пылеуловитель; 2 – замерный пункт; 3 – абсорбер; 4 – холодильник; 5, 6 – соответственно первая и вторая секции теплообменников; 7 – выветриватель; 8 – промежуточная емкость ДЭГ; 9, 12 и 15 – насосы; 10 – десорбер; 11 – испаритель; 13 – конденсатор; 14 – емкость конденсата; 16 – вакуум-насос РМК-3 I – сырой газ с промысла; 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

В абсорбционных установках осушки первого типа влажный газ, предварительно очищенный в пылеуловителе от механических загрязнителей, подается в нижнюю часть абсорбера 3. Из верхней части колонны вводится осушенный поглотитель. При выходе из глухой тарелки нижнего уровня абсорбционной колонны, насыщенный абсорбент проходит через ряд теплообменников 5, 6 и выветриватель 7, чтобы затем поступить в отпарную колонну — десорбер 10. Десорбер обычно оснащен от 10 до 16 тарелок колпачкового или клапанного типа, с одной глухой тарелкой внизу колонны. Абсорбент, стекая на глухую тарелку, далее самотеком направляется в низ выносного испарителя

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.453475.180301.ПЗ

Лист

20

11, где он подвергается нагреву за счет тепла водяного пара. Нагретый абсорбент возвращается в колонну 10, а затем через систему теплообменников 5 и 6 и холодильников 4 поступает в промежуточную емкость 8, откуда насосом направляется в абсорбер 3 для дальнейшего процесса орошения.

Пары воды и газы, поступающие сверху колонны 10, проходят через холодильник-конденсатор 13. Часть сконденсировавшейся воды возвращается для орошения колонны, а избыточная вода сбрасывается в систему канализации. Несконденсировавшиеся пары и газы выпускаются в атмосферу. Абсорбер функционирует при давлении, соответствующем давлению сжатого газа, в то время как десорбер обычно работает при атмосферном давлении или под вакуумом. Чтобы уменьшить потери гликоля вместе с осушенным газом, часто в верхнюю часть абсорбера добавляют секцию отмывки газа пентаном, устанавливают отбойники, а для коагуляции пены в гликоль вводят ингибиторы пенообразования.

Факторы, воздействующие на процесс абсорбционной осушки газов:

На эффективность процесса осушки оказывают влияние такие параметры, как давление системы, температурные условия, характеристика применяемого абсорбента, его концентрационная доля и глубина регенерации.

Влияние давления. Давление в процессе играет ключевую роль, определяющую металлоемкость абсорбера, а также расход осушителя и энергетические затраты на работу циркуляционного насоса. Увеличение давления снижает влагосодержание газа, что, соответственно, уменьшает объем раствора, требуемый для осушки, чтобы получить газ с заданной точкой росы. Установки для абсорбционной очистки обычно проектируются на рабочее давление 7,4 МПа.

Влияние температуры. Температура – ключевой фактор, определяющий технико-экономические характеристики осушки. Повышенная температура увеличивает парциальное давление водяных паров над абсорбентом, повышая точку росы газа. При понижении температуры происходит обратное: парциальное давление снижается, что уменьшает точку росы. Однако минимальная

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		21

температура ограничивается вязкостью раствора. Обычно абсорбция осуществляется при температуре газа не выше 50 °С.

Концентрация абсорбента. Эффективность процесса осушки газа напрямую зависит от концентрации абсорбента: чем меньше воды в абсорбенте, тем ниже точка росы осушенного газа. Обычно для осушки газов при температуре до 40 °С применяют растворы диэтиленгликоля (ДЭГ) с концентрацией 98,5 % (масс.) или триэтиленгликоля (ТЭГ) с концентрацией до 99 % (масс.). При осушке газов, охлажденных до минус 30 °С, методом впрыска применяют раствор этиленгликоля с концентрацией 80 % (масс.). Для осушки газа при температуре выше 40 °С предпочтительно использовать ДЭГ или ТЭГ с концентрацией от 98,5 % до 99,8 % (масс.).

Глубина регенерации играет важную роль в процессе осушки. Концентрация восстановленного раствора поглотителя, насыщенного водой, существенно влияет на эффективность осушки. Для растворов с концентрацией от 96,0 % до 97,5 % (масс.) используется десорбция при давлении, близком к атмосферному. Однако для получения более концентрированных растворов внедряют вакуумную регенерацию, которая обеспечивает концентрацию поглотителей от 98,0 % до 99,95 % (масс.). Технология регенерации должна достигать концентрации гликолей, достаточной для осушки газов до температуры, заданной проектной точкой росы газа в абсорбере [14].

На процесс также оказывают влияние следующие факторы: линейная скорость газового потока внутри аппарата, которая определяется его диаметром и давлением газа, а также уровень загрязнённости диэтиленгликоля (ДЭГ) механическими примесями.

Оптимизация всех вышеперечисленных факторов имеет решающее значение для обеспечения эффективной работы осушителя с использованием жидких осушителей и получения желаемого уровня осушки газа. Так как каждый из указанных факторов влияет на производительность абсорбера для осушки газа специфическим образом.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		22

1.3.3 Адсорбционная осушка

Адсорбция представляет собой физико-химический процесс, в ходе которого газы, пары или жидкости концентрируются на поверхности твердых тел, именуемых адсорбентами. При избирательном поглощении отдельных компонентов смеси возникает возможность ее разделения на отдельные составляющие. Это явление обусловлено действием сил межмолекулярного притяжения между молекулами адсорбента и адсорбата (поглощаемого вещества).

Адсорбционные процессы становятся всё более важными в процессах очистки газа. Адсорбция служит основой многих технических операций, используемых для удаления водяного пара, органических растворителей, нескольких примесей, придающих запах газу, и других компонентов разных газовых потоков. Адсорбируемые вещества аккумулируются на поверхности твердого вещества (адсорбента) под воздействием сил, действующих на этой поверхности.

Существует два типа адсорбции в зависимости от природы взаимодействия извлекаемого компонента с твердым поглотителем: физическая и химическая адсорбция. В процессе химической адсорбции или хемосорбции между твердым телом и адсорбированными молекулами происходит обмен электронами, что приводит к образованию химического соединения. Это соединение формируется только в одном слое атомов или молекул на поверхности твердого тела. Основной недостаток химической адсорбции заключается в сложности регенерации твердых поглотителей и их утилизации после исчерпания сорбционной способности [15].

Для обеспечения высокой степени осушки природного газа в промышленных условиях преимущественно применяются методы физической адсорбции. Этот процесс обусловлен межмолекулярными взаимодействиями, в которых основная энергия связана с дисперсионными силами Ван-дер-Ваальса. Дисперсионные силы, в свою очередь, часто усиливаются ориентационными силами, которые возникают в результате наличия постоянных дипольных моментов у адсорбированных молекул. Эти физические явления лежат в основе

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		23

современных технологий очистки и глубокой осушки природного газа, обеспечивая их эффективность и надежность.

В промышленности для осушки газов применяются различные материалы с высокой удельной поверхностью, выполняющие функцию адсорбентов. Среди них выделяются пористый углерод (активированный уголь), силикагели, цеолиты и некоторые другие природные минералы и синтетические вещества. Наибольшее распространение в этой области получили силикагели и молекулярные сита. Силикагели отличаются значительными экономическими преимуществами, требуя невысоких энергозатрат для регенерации (температура менее 200 °С) и имея низкую себестоимость в крупнотоннажном производстве. Особенно эффективен мелкопористый силикагель марки КСМ. Синтетические цеолиты, известные как молекулярные сита, являются самым дорогим адсорбентом, но обеспечивают очень низкую точку росы, высокую прочность и минимальные эксплуатационные расходы [16].

Именно по этой причине глубокую осушку газов до точки росы минус 70 °С и ниже на силикагелях считают экономически нецелесообразной. Для достижения этих условий в процессе подготовки газа к сжижению и низкотемпературной переработке рациональнее использовать цеолиты. Цеолиты, имея меньший объем пор, тем не менее, демонстрируют высокую сорбционную емкость по воде, обеспечивая эффективную осушку как при высоких, так и при низких равновесных давлениях паров воды.

В некоторых случаях для повышения эффективности осушения используют комбинированные осушители. Это позволяет объединить отличную адсорбционную способность силикагеля с высокой степенью дегидратации газа при использовании оксида алюминия.

К адсорбенту предъявляются особо строгие требования: он обязан оперативно поглощать влагу из газообразной среды и легко подвергаться регенерации, сохраняя свои характеристики даже при многократном цикле регенерации. Эти характеристики включают неизменную активность, механическую прочность и высокую сорбционную способность. Адсорбент должен мини-

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						24
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

мально препятствовать потоку газа и быть желательным экономичным в использовании.

Чтобы снизить сопротивление потока газа, адсорбенты производят в форме сферических шариков или гранулированных частиц.

Осушка газа с использованием твердых адсорбентов выполняется в оборудовании периодического типа, представляющем собой аппарат с фиксированным слоем адсорбента. Эти устройства, известные как адсорберы, показаны на рисунке 5 [17].

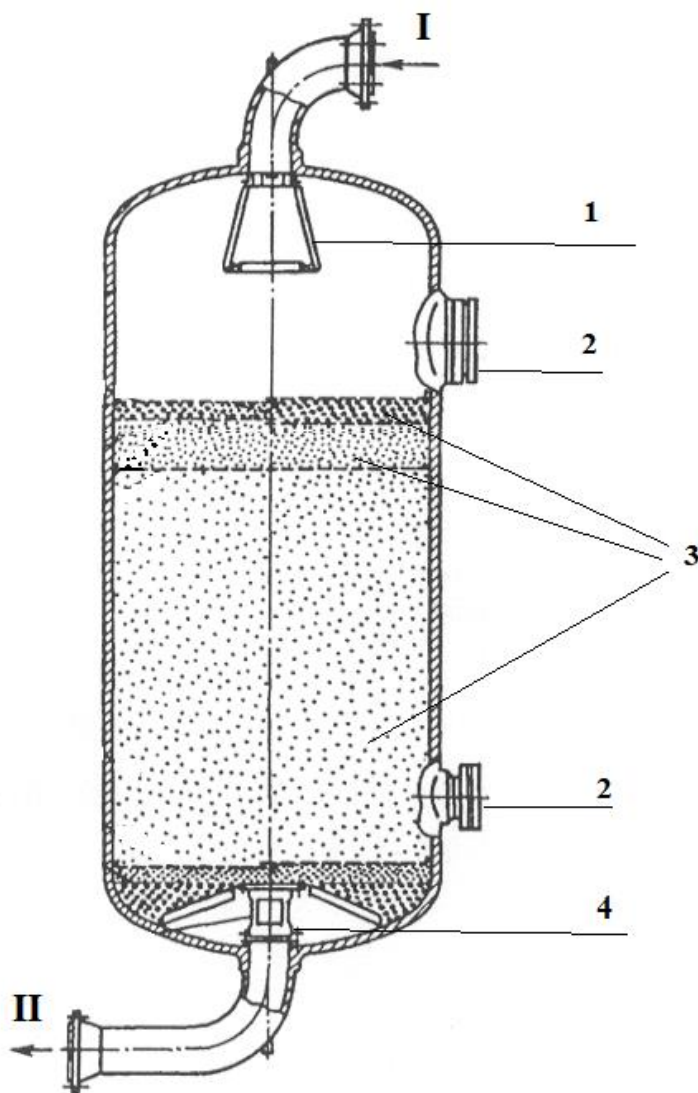


Рисунок 5 – Адсорбер с неподвижным слоем адсорбента:

1 – распределительное устройство; 2 – люки-лазы; 3 – слой адсорбента;

4 – выходной коллектор

I – влажный газ; II – осушенный газ

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.453475.180301.ПЗ

Лист

25

Адсорбционная установка включает, как минимум, две адсорбционные колонны. Принципиальная схема данной установки представлена на рисунке 6 [17].

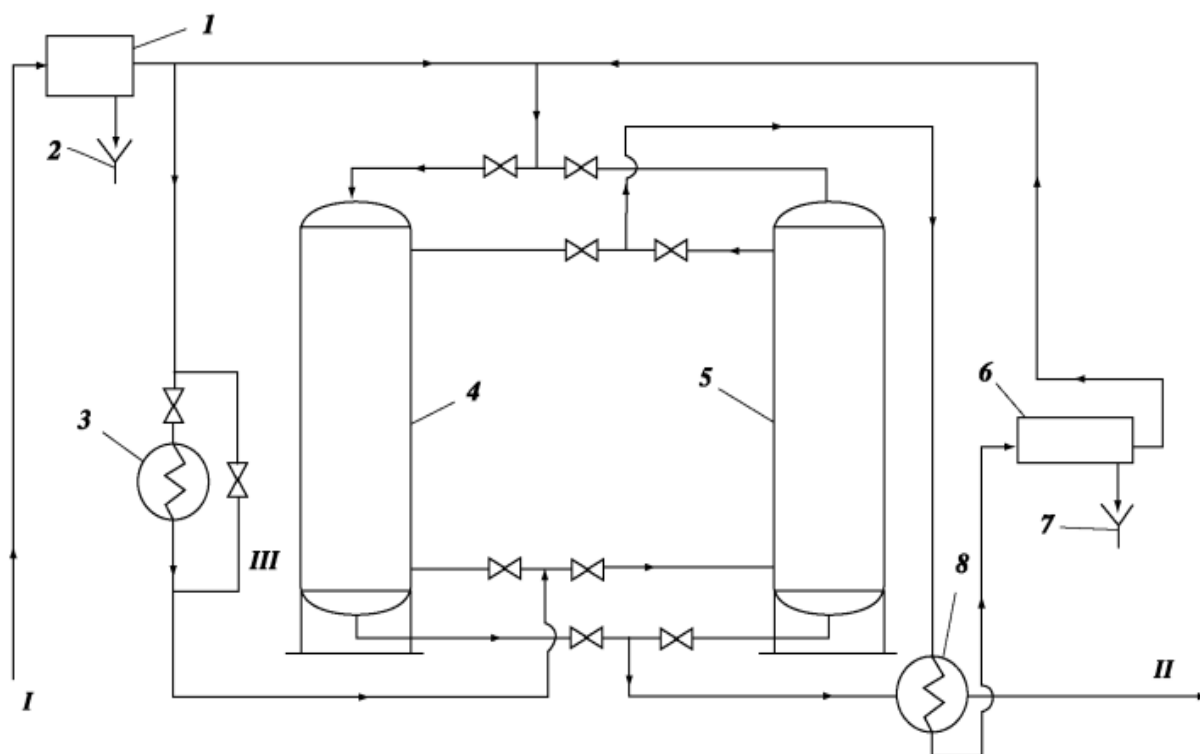


Рисунок 6 – Технологическая схема осушки газа твердыми поглотителями:
1 – каплеотбойник; 2, 7 – сбор стоков; 3 – трубчатый нагреватель; 4, 5 – адсорберы; 6 – сепаратор; 8 – теплообменник

I – влажный газ; II – осушенный газ; III – обводная линия

Влажный газ, пройдя через каплеотбойник 1, поступает сверху в один из адсорберов и проходит его. Другой адсорбер в это время находится на стадии регенерации или охлаждения. Осушенный газ поступает на дальнейшую переработку или в газопровод. Часть исходного газа, пройдя через трубчатый нагреватель 3, направляется в низ другого адсорбера для регенерации осушителя. Газ с регенерации проходит теплообменник 8 для охлаждения, сепаратор 6 для отделения воды и смешивается с основным потоком влажного газа. Полный стадий адсорбции, регенерации и охлаждения адсорбента. Адсорбцию ведут при температуре от 35 °С до 50 °С и давлении от 8 МПа до 12 МПа. Длительности контакта газа с адсорбентом не менее 10 секунд, скорость газа в

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

аппарате от 0,15 м/с до 0,30 м/с. Длительность адсорбции выбирают, исходя из адсорбционной емкости поглотителя, начальной и конечной влажности газа, загрузки адсорбента в аппарате.

Нагрев адсорбента, производится после переключения аппарата с режима адсорбции на десорбцию. Нагрев ведется горячим газом из трубчатого нагревателя со скоростью не более 60 °С/час. Время, затрачиваемое на нагрев, составляет около 65 % от периода адсорбции. Десорбция – вытеснение из пор адсорбента поглощенной воды и восстановление его адсорбционной активности. Она начинается, когда температура адсорбента достигает примерно 170 °С для силикагелей или 280 °С для цеолитов. Горячий газ в периоды нагрева и десорбции проходит слой адсорбента в направлении, противоположном направлению осушаемого газа в периоде адсорбции, т.е. снизу вверх.

Охлаждение адсорбента начинают после завершения десорбции. Охлаждение ведут исходным холодным газом. Период охлаждения занимает порядка 0,35 % от времени, затрачиваемого на адсорбцию.

При адсорбционной осушке присутствие в газе углеводородов, тяжелее бутана, создает сложности, так как эти углеродосодержащие соединения адсорбируются на выходной части слоя адсорбента. Во время десорбции воды при высокой температуре они имеют тенденцию к образованию коксовых отложений в порах адсорбента. По мере накопления кокса адсорбционная способность материала снижается, что делает необходимой периодическую регенерацию адсорбента путем термического выжигания кокса из его пор [18].

Адсорбционный метод осушки отличается от абсорбционного тем, что обеспечивает высокую степень осушки газа вне зависимости от его начальных параметров, характеризуется компактностью оборудования и низкими капитальными затратами для установки малой мощности. Его недостатками являются высокие расходы на адсорбент, значительное сопротивление потоку газа и затраты на строительство крупных установок. Благодаря тому, что адсорбционная осушка может достичь точки росы по воде около минус 90 °С, этот

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		27

метод используется в случаях, когда необходима высокая глубина осушки газа.

Факторы, влияющие на эффективность адсорбционной осушки газа:

– адсорбент, то есть выбор наиболее подходящего адсорбента может значительно воздействовать на результативность процесса удаления влаги из газа;

– давление и температура играют ключевые роли в процессах адсорбции. Для большинства адсорбентов повышение давления обычно улучшает адсорбцию, так как большее давление способствует увеличению плотности погружения молекул адсорбата на микропоры и поверхность адсорбента. В результате увеличения давления возрастает сорбционная емкость адсорбента, что позволяет ему удерживать большее количество адсорбата, показывая его высокую эффективность в адсорбционных процессах.

Температура является важным фактором, влияющим на процессы адсорбции. Как правило, повышение температуры способствует увеличению скорости диффузии молекул адсорбата к поверхности адсорбента, что улучшает адсорбционные характеристики системы. Однако при достижении определённого температурного порога, термодинамическое равновесие смещается в сторону десорбции, что снижает эффективность адсорбции. Эти аспекты требуют тщательного анализа при разработке технологических процессов адсорбционной очистки и осушки природного газа для обеспечения их оптимальной эффективности.

Состав газа, т.е. различные примеси, которые могут содержаться в газе могут оказать влияние на эффективность процесса осушки. Различные компоненты газовой смеси могут взаимодействовать между собой и с поверхностью адсорбента, что также может влиять на процесс адсорбции. Например, наличие инертных газов может снизить эффективность адсорбции активных компонентов. Наличие труднодесорбируемых молекул приводит к тому, что в процессе десорбции такие молекулы могут оставаться в порах, из-за этого адсорбент

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		28

может закоксовываться, это приводит к снижению его адсорбционной емкости.

– геометрия и свойства адсорбционной установки: оптимальное конструирование и параметры установки могут существенно влиять на процесс осушки газа [19].

1.4. Методы совершенствования процесса осушки

Существующие тенденции модернизации процесса адсорбционной осушки в общем случае касаются:

- изменения схемы организации процесса осушки;
- изменения аппаратного обеспечения процесса осушки;
- изменения технологических параметров работы схемы адсорбционной осушки;
- использования более эффективных сорбентов.

Ряд оптимизационных решений направлен на комплексное совершенствование схемы адсорбционной осушки в рамках сокращения числа включенных в схему технологических аппаратов, повышения энергоэффективности путем оптимизации конструкции аппаратов, использования тепла отходящих потоков, уменьшения количества выбросов вредных веществ и парниковых газов в атмосферу.

Так, в патенте № 2504424 С1 «Устройство для осушки газов и способ осушки газов» в качестве адсорбента предложено использовать цеолита композитного типа, содержащий до 30 массовых процента хлорида кальция, нанесенного на пористую матрицу сорбента. Сокращение расхода осушенного газа, подаваемого для отдувки водяных паров; обеспечение необходимой степени извлечения влаги при относительном сокращении продолжительности стадий регенерации и охлаждения адсорбента в этом случае достигается сочетанием физического и химического (образование кристаллогидратов) типов сорбции влаги [20].

В текущий период специалисты активно работают над созданием и интеграцией передовых технологий в области адсорбционных процессов [21]:

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		29

- использование фронтального защитного покрытия на основе активного оксида алюминия;
- изготовление инновационных типов цеолитовых гранул с формами трилистника и квадролоба;
- синтез цеолита типа NaA, обладающего устойчивостью к воздействию капельной влаги;
- транспортная логистика, обеспечивающая равномерное распределение сорбента в адсорбере и связанные с этим задачи.

Одним из критически значимых мероприятий, направленных на защиту адсорбента от агрессивных примесей, присутствующих в газовой смеси, и, следовательно, увеличение срока службы сорбентов, является внедрение защитного слоя сорбента. Эффективное удаление из газового потока хлоридов металлов и других нежелательных примесей способствует повышению качества осушки газа и замедляет процесс деградации цеолитов во время эксплуатации. Для создания защитного слоя могут применяться как синтетические сорбенты, так и природные цеолиты. Основные характеристики, которым должны соответствовать сорбенты, используемые в составе защитного слоя:

- значительная сопротивляемость к механическим повреждениям, таким как трение и статическая нагрузка;
- обладает высоким уровнем кислотоустойчивости;
- достаточная водопропускная способность.

Компания BASF разработала и активно применяет для защиты адсорбционных материалов от капельной воды водостойкий силикагель марки КС-Трокенперлен WS. Эти сферические гранулы силикагеля являются высокоэффективным адсорбентом, характеризующимся значительной адсорбционной емкостью, повышенной механической прочностью, низкой степенью изнашивания и высокой устойчивостью к капельной влаге.

В России компаниями ООО «Реал Сорб» и «ИСХЗК» разработан активированный оксид алюминия, применяемый в качестве защитного слоя от капельных жидкостей. Кроме того, в качестве защитного материала можно ис-

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		30

пользовать природные цеолиты, такие как клиноптилолит и морденит, которые демонстрируют стойкость к воздействию растворимых солей.

Прогрессивный путь совершенствования процесса адсорбционной осушки – модернизация оборудования, используемого в данной технологии. Особого внимания заслуживают инновации, направленные на усовершенствование конструкции адсорберов. Так, согласно патенту № 2530112 С2, предлагается вертикальный адсорбер с неподвижным слоем адсорбента, обеспечивающий равномерное распределение потока газа, что улучшает эффективность осушки.

К недостаткам вертикальных адсорберов можно отнести трудности в обеспечении равномерного газодинамического поля в поперечном сечении аппарата на входе в адсорбционный слой. Это связано с тем, что подача перерабатываемого газа происходит через штуцер, расположенный на верхнем днище адсорбера, с площадью сечения, которая в 15-50 раз меньше площади поперечного сечения корпуса аппарата. В результате резкого расширения струи газа, поступающей через этот штуцер, в пространстве над адсорбционным слоем возникает неравномерность распределения потока. В данной ситуации газ заполняет только часть поперечного сечения аппарата, тогда как в остальной части поперечного сечения поступательное движение газа отсутствует.

Ввиду того что поступление газа в слой адсорбента осуществляется из неравномерно распределённых потоков, перемещающихся в поперечном направлении к слою адсорбента, распределение газа внутри адсорбента оказывается также неравномерным. Это вызывает неэффективное использование поглотительной способности слоя загруженного адсорбента на момент завершения цикла адсорбции. Промышленные исследования адсорбера [23] и экспериментальные исследования на пилотной модели этого адсорбера подтвердили наличие неравномерного распределения потока по сечению адсорбера, что приводит к неиспользованию около 30 % поглотительной способности загруженного адсорбента к окончанию цикла адсорбции.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		31

Следовательно, достижение равномерного распределения входного потока газа по поперечному сечению адсорбера становится особенно важным при проведении процессов осушки и очистки углеводородных газов в газовой промышленности, которая занимается переработкой крупных объемов газа при высоких давлениях в диапазоне от 8,0 до 10,0 МПа.

На рисунке 7 изображено распределительное устройство адсорбционной колонны, включающее в себя комплекс распределительных трубопроводов и сопел для подачи жидкостных или газовых фаз [24].

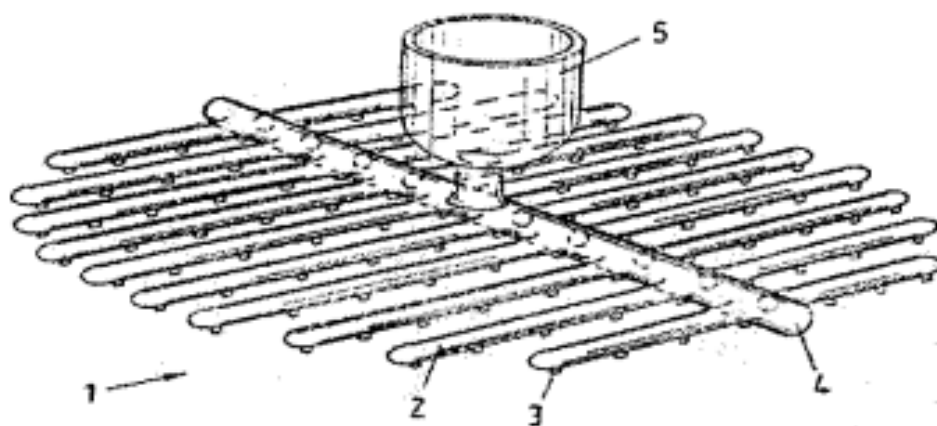


Рисунок 7 – Распределительное устройство для адсорбционной колонны:
1 – распределительное устройство, 2 – распределительные трубы, 3 – сопла, 4 –
подводящая труба, 5 – колокол

Эффективность работы адсорбера с неподвижным слоем адсорбента напрямую зависит от равномерности распределения потока фильтрующегося сырья по всему поперечному сечению аппарата.

Для достижения этой цели в верхней части аппарата устанавливается специальное распределительное устройство. В тех случаях, когда распределительное устройство отсутствует или не справляется со своей задачей, фильтрующаяся среда концентрируется в слое твердого вещества (например, керамических шаров) возле центральной оси аппарата.

Для улучшения эксплуатационных характеристик процесса фильтрации

важно, чтобы основная среда проходила через адсорбент в соответствии с поршневым режимом протекания, что обеспечивает однородность состава и фронта потока по всей поверхности слоя адсорбента [24]. Это способствует улучшению равномерности распределения газового потока в адсорбционном слое. Для повышения степени равномерности потока, поступающего на перегородку, она оснащена отверстиями, неравномерно распределенными по сечению. Количество отверстий, их диаметры и интервалы между ними определяются исходя из степени неравномерности поля скоростей газового потока, поступающего на слой адсорбента.

Главная функция этого устройства заключается в создании распределительного механизма, который способен гарантировать равномерные скорости потока на выходе из всех распределительных сопел или из их части. Помимо этого, оно позволяет разрабатывать распределительные механизмы, подходящие для колонн любого диаметра.

К отрицательным аспектам данного адсорбционного устройства можно также отнести:

- значительную высоту распределительного устройства, учитывая расширительный патрубок входного штуцера, что обуславливает потребность в увеличении надслойного пространства в адсорбере;

- усложнение конструкции распределительного устройства, что влечет за собой необходимость применения дополнительных съемных приспособлений для его надежного крепления к корпусу адсорбера.

Патент № 2456059 С2 под названием «Способ подготовки газов и устройство для его осуществления» описывает технологию адсорбционной осушки газа при низких температурах с применением рекуперации тепла в адсорбционно-десорбционных процессах. В данном методе нагрев регенерируемого адсорбента осуществляется с помощью хладагента, который циркулирует в теплообменнике и поглощает тепло, выделяющееся при адсорбции водяного пара в адсорбере. Этот хладагент дополнительно нагревается в процессе компрессии. Для охлаждения адсорбента также используется этот хладагент,

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						33
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

охлаждаемый при расширении в холодильной машине [25]. Данная технология снижает потребность в сорбенте для адсорбции, уменьшает размеры адсорбентов и повышает их производительность при минимальных затратах на охлаждение.

Патент № 2669269 С2 «Способ регенерации адсорбента осушки природных газов» предлагает способ регенерации адсорбента осушки в две стадии и использованием на первой стадии газа регенерации, нагретого до температуры от 100 до 140 °С за счет избыточного тепла процесса адсорбции; и газа регенерации при температуре от 220 до 250 °С на второй стадии для окончательного удаления остаточной воды [26]. Данное решение позволяет увеличить энергоэффективность процесса за счет использования избыточного тепла; а также предохранить используемый в качестве сорбента цеолит от разрушения его уникальной поровой структуры вследствие снижения нагрузки по парам в области повышенных температур.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						34
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Исходным сырьем является природный газ с месторождений Восточной Сибири. Газ на этих месторождениях содержит около 85 % метана, достаточное количество гелия (0,4 % мол.) и полезных углеводородных фракций – этана, пропана и бутана [27].

Если характеризовать качественный состав природного газа, то сразу нужно выделить компоненты двух групп: органические и неорганические. Органические: метан (CH_4); этан (C_2H_6); пропан (C_3H_8); бутан (C_4H_{10}); изобутан (C_4H_{10}); углеводороды C_{5+} ; органические соединения S; N; O. Неорганические: водород (H_2); углекислый газ (CO_2); гелий (He); азот (N_2); аргон (Ar); сероводород (H_2S); металлы. Обязательный спутник всех природных газов – водяные пары.

Природный газ обладает следующими свойствами: теплота сгорания; температура самовоспламенения; нижший и высший предел взрываемости; температура продуктов сгорания. Все эти свойства приведены в таблице 3 [28]. Также для природного газа свойственно: плотность в сухом газообразном состоянии в пределах от 0,68 до 0,85 кг/м³, в сжиженном – 400 кг/м³.

Таблица 3 – Свойства углеводородных газов

Углеводород	Теплота сгорания, ккал/кг	Температура самовосп. °С	НПВ, % об.	ВПВ, % об.	Температура продуктов сгорания, К
метан	11910	537	5,0	15,0	2323
этан	11300	515	3,0	12,5	2325
пропан	11100	466	2,1	9,5	2413
бутан	10900	405	1,8	8,5	2408

					ВКР.453475.180301.ПЗ		
Изм.	Лист.	№ докум.	Подп.	Дата			
Разраб.	Лиханов И.Д.				Лит	Лист	Листов
Пров.	Гужель Ю.А.				У	35	69
Н. контр.	Родина Т.А.				АмГУ ИКиИН 0107-об гр.		
Зав. каф.	Гужель Ю.А.						
Совершенствование технологий осушки углеводородных газов							

Природный газ также содержит примеси. Примесями сырьевого газа являются: вода, механические примеси, ртуть, сероводород, меркаптаны, двуокись углерода, азот.

Механические примеси представляют собой остатки строительного мусора, продукты коррозии внутренних поверхностей труб, арматуры и ёмкостей; грунт, попавший в газопроводы при проведении ремонтных работ. Они приводят к истиранию и повреждению приборов КИП и А (контрольно-измерительных приборов и автоматики), запорно-регулирующей арматуры, внутренних устройств оборудования.

Ртуть необходимо удалять по экологическим и технологическим причинам. Ртуть, хотя она содержится в газе в чрезвычайно низких, но измеримых концентрациях, может коррозионно влиять и вызвать механическое повреждение алюминиевых теплообменников. Ртуть также повреждает измерительные приборы и регулируемую арматуру, содержащие цветные металлы, за счёт образования амальгамы. Ртуть может быть причиной выхода из строя оборудования и оказывать отравляющее воздействие на ряд катализаторов, используемых на газоперерабатывающих и газохимических заводах.

Сероводород, меркаптаны индивидуально или в составе дымов, вызывают сильнейшую коррозию трубопроводов и любого другого оборудования, не обладающего специальной антикоррозийной защитой. При сгорании серосодержащих соединений в составе топливного газа на горелках печей или бытовых газовых плит образуется оксид серы, он токсичен и ядовит.

Очищенный и осушенный газ подвергается дальнейшей переработке. В зависимости от состава поступающего природного газа на ГПЗ, требований к качеству получаемой продукции, потребностей рынка, производятся различные продукты такие как: метан, этан, широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ), сжиженные углеводородные газы (СУГ), стабильный газовый конденсат, гелий, сера.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						36
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

2.2 Описание технологической схемы адсорбционной осушки газа

На рисунке 8 представлена технологическая схема адсорбционной осушки действующего газоперерабатывающего предприятия [28].

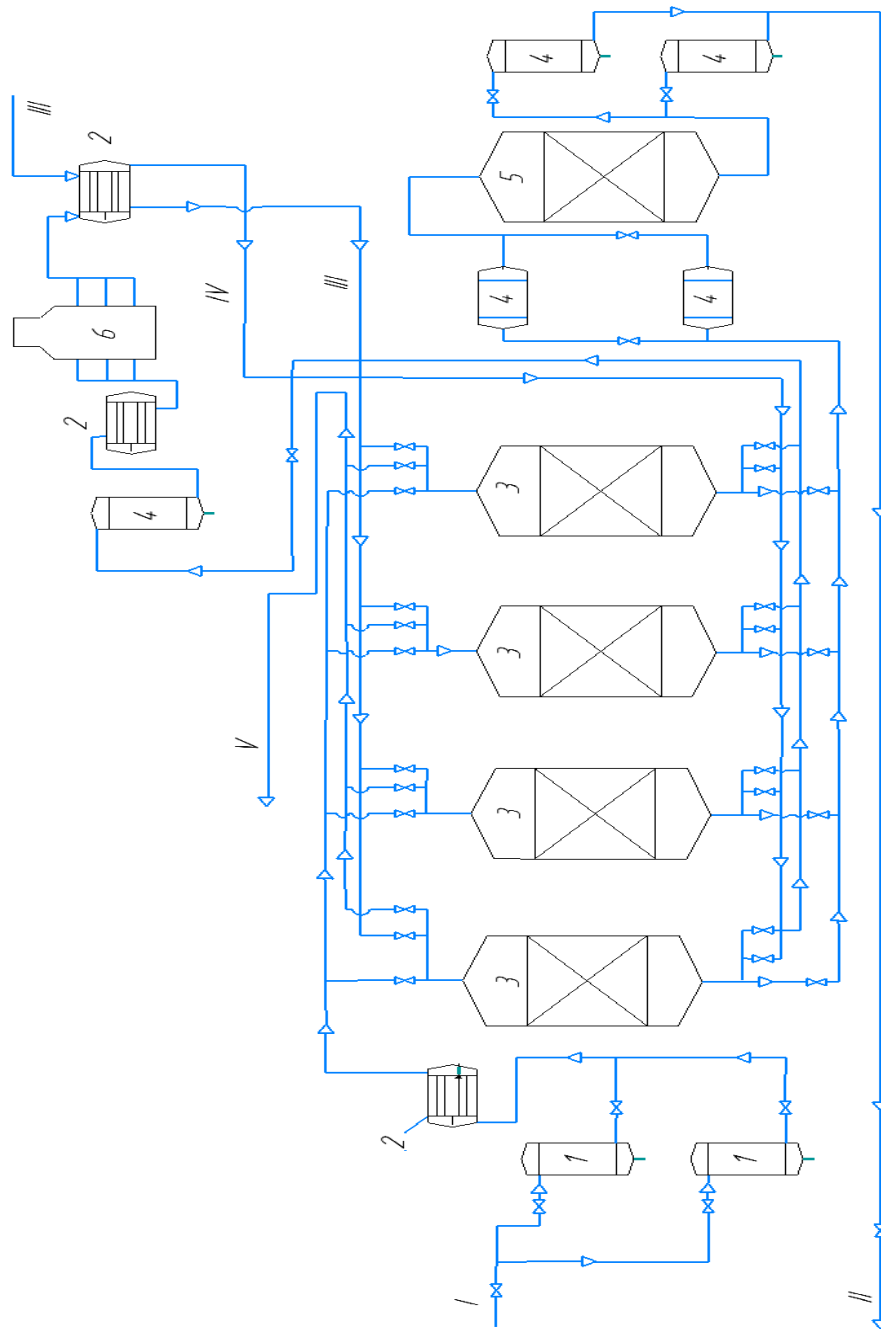


Рисунок 8 – Технологическая схема установки осушки и удаления ртути:
 1 – фильтр-сепаратор; 2 – теплообменник; 3 – адсорбер; 4 – фильтр; 5 – ртут-
 ный адсорбер; 6 – печь

I – сырьевой газ; II – осушенный газ; III – прямой газ регенерации;

IV – обратный газ регенерации; V – газ регенерации

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.453475.180301.ПЗ

Лист

37

Сырьевой газ поступает на установку под давлением от 7,2 МПа до 7,6 МПа, с температурой от минус 5 °С до плюс 25 °С. Пройдя через узел замера, сырьевой газ поступает в один из фильтров-сепараторов, в котором происходит очистка газа от механических примесей, представляющих собой, в основном, продукты коррозии трубопроводов. Помимо этого, происходит очищение сырьевого газа от капельной фазы воды, метанола и жидких углеводородов. Фильтры-сепараторы работают по схеме один рабочий, второй – резервный.

Подогреватель предназначен для нагрева сырьевого газа только в том случае, если температура газа на входе в него составляет менее 15 °С. В зимнее время года, для поддержания заданной рабочей температуры, сырьевой газ нагревается паром низкого давления, подаваемым в подогреватель. После подогрева до заданной температуры сырьевой газ поступает в адсорберы осушки сырьевого газа, работающие в режиме адсорбции.

Окончательное удаление воды и метанола из сырьевого газа происходит на цеолитовом адсорбенте (молекулярном сите), загруженном в адсорберы осушки сырьевого газа. Подача сырьевого газа в адсорберы, работающие в режиме адсорбции, осуществляется сверху вниз.

Вода и метанол удаляются на молекулярных ситах путем физической адсорбции этих компонентов. Процесс адсорбции длится 12 часов, после чего адсорбент перенасыщается водой и метанолом. После этого адсорбент регенерируют, удалив из него воду и метанол.

Каждый слой адсорбента регенерируется в течение 6 часов и затем охлаждается в течение 6 часов, после чего переходит в режим адсорбции. Смена эксплуатационных режимов адсорберов производится автоматически.

Прямой газ регенерации поступает на установку под давлением от 5,8 до 6,6 МПа, с температурой от 38 °С до 47 °С и расходом от 33600 до 73900 м³/ч. Прямой газ регенерации, поступающий на установку, используется для охлаждения адсорбера, работающего в режиме охлаждения.

При нормальном режиме эксплуатации установки прямой газ регенерации от границы установки поступает в рекуперативный подогреватель газа

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

охлаждения где нагревается до 230 °С обратным газом регенерации и поступает в верхнюю часть адсорбера, работающего в режиме охлаждения. После адсорбера охлаждающий газ поступает в фильтры газа охлаждения где очищается от цеолитовой пыли, унесенной из адсорбера.

Фильтры газа охлаждения работают по схеме один рабочий, второй – резервный. После фильтров газа охлаждения прямой газ регенерации (охлаждающий газ) поступает в рекуперативный подогреватель газа регенерации. Температура газа после подогревателя поддерживается постоянной, в пределах от 160 °С до 180 °С, путем регулирования соотношения расходов прямого газа регенерации через подогреватель и через его байпас.

После рекуперативного подогревателя подогретый прямой газ регенерации поступает в огневой нагреватель газа регенерации для подогрева до 320 °С и последующего использования для регенерации адсорбента. Подогретый в огневом нагревателе прямой газ регенерации (охлаждающий газ) становится обратным газом регенерации и используется для регенерации адсорбента в адсорбере, работающем в режиме регенерации. После огневого нагревателя газа регенерации обратный газ регенерации поступает в рекуперативный подогреватель газа охлаждения (прямого газа регенерации), обеспечивая плавный подъем его температуры. Обратный газ регенерации поступает в адсорбер снизу-вверх, с температурой от 130 °С до 150 °С в начале стадии регенерации и 320 °С в конце. Подъем температуры цеолитов в адсорбере производится со скоростью не более 50 °С/ч или 2 °С/мин. Обратный газ регенерации, выходящий из адсорбера, насыщенный водой и метанолом, с температурой от 90 °С, в начале стадии регенерации, и до 300 °С в конце, под давлением 5,6 МПа поступает в фильтры газа регенерации для очистки от цеолитовой пыли. После фильтров газа регенерации обратный газ регенерации поступает в рекуперативный подогреватель газа регенерации. Для охлаждения и снижения содержания влаги в обратном газе регенерации в летнее время года служит водяной охладитель газа регенерации. В зимнее время года охладитель отключается от технологической схемы, поток обратного газа регенерации направляется по

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		39

его байпасу. Из охладителя обратный газ регенерации поступает в сепаратор газа регенерации для отделения водометанольного конденсата и отводится с установки.

Осушенный и отфильтрованный сырьевой газ с блока осушки поступает на блок удаления ртути, в адсорбер для удаления ртути, работающий под давлением около 7,0 МПа и температуре 15 °С зимой или 25 °С (30 °С) летом. Адсорбент, применяемый для удаления ртути, не регенерируется. В связи с тем, что содержание ртути в сырьевом газе очень мало, предполагается что адсорбент не будет насыщен ей в течение всего срока своей механической годности (10 лет). Отработанный адсорбент подлежит утилизации в соответствии с процедурами утилизации отходов. Очищенный от ртути сухой природный газ после адсорбера поступает в фильтры-сепараторы для удаления унесенной пыли адсорбента.

Фильтры-сепараторы очищенного газа работают по схеме один рабочий, второй – резервный. Очищенный от механических примесей сухой природный газ, имеющий температуру от 15 °С до 30 °С и давление 6,95 МПа, направляется с установки далее на установку выделения этана и ШФЛУ, удаления азота и получения азотно-гелиевой смеси [28].

2.3 Расчет материального баланса адсорбционной осушки

Расчет материального баланса, технико-эксплуатационных параметров установки осушки газов ведем в соответствии с существующими методиками [29, 31-33]. Исходные данные, необходимые для расчета установки адсорбционной осушки приведены в таблице 4 [29].

Таблица 4 – Исходные данные для расчета установки адсорбционной осушки

Параметр	Значение параметра
Температура в адсорбере, °С	20
Общее давление в адсорбере, МПа	7,2
Время работы адсорбера за цикл, ч	24
Производительность установки, м ³ /ч	375000

Компонентный состав исходного газа приведен в таблице 5.

Таблица 5 – Компонентный состав исходного газа [30]

Компонент	Номер компонента	Содержание компонента, % об.	Молекулярная масса, г/моль
C ₁	1	85,14	16
C ₂	2	4,60	30
C ₃	3	1,56	44
C ₄	4	0,59	58
C ₅₊	5	0,17	87
CO ₂	6	0,14	44
N ₂	7	7,30	14
H ₂ O	8	0,26	18

Определяем массовое содержание компонентов влажной газовой смеси, расчет производим по формуле (1) [29]:

$$x_{i.1} = \frac{y_{i.1} \cdot M_i}{\sum y_{i.1} \cdot M_i} \quad (1)$$

где $x_{i.1}$ – массовая доля i -го компонента сырого газа, в процентах;

$y_{i.1}$ – объемная доля i -го компонента сырого газа, в процентах;

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

$$\sum y_{i.1} \cdot M_i = 85,14 \cdot 16 + 4,60 \cdot 30 + 1,56 \cdot 44 + 0,59 \cdot 58 + 0,17 \cdot 87 + 0,14 \cdot 44 + 7,30 \cdot 14 + 0,26 \cdot 18 = 1730,93$$

$$x_{1.1} = \frac{85,14 \cdot 16}{1730,93} = 0,7870 = 78,70 \%$$

$$x_{2.1} = \frac{4,60 \cdot 30}{1730,93} = 0,0797 = 7,97 \%$$

$$x_{3.1} = \frac{1,56 \cdot 44}{1730,93} = 0,0397 = 3,97 \%$$

$$x_{4.1} = \frac{0,59 \cdot 58}{1730,93} = 0,0198 = 1,98 \%$$

$$x_{5.1} = \frac{0,17 \cdot 87}{1730,93} = 0,0085 = 0,85 \%$$

$$x_{6.1} = \frac{0,14 \cdot 44}{1730,93} = 0,0036 = 0,36 \%$$

$$x_{7.1} = \frac{7,30 \cdot 14}{1730,93} = 0,0590 = 5,90 \%$$

$$x_{8.1} = \frac{0,26 \cdot 18}{1730,93} = 0,0027 = 0,27 \%$$

Учитывая производительность адсорбционной установки по сырому газу, определим массовые расходы компонентов газовой смеси. Расчет производим по формуле (2) [29]:

$$q_{i.1} = Q_1 \cdot x_{i.1} \quad (2)$$

где $q_{i.1}$ – массовый расход i -го компонента газа, кг/ч;

Q_1 – массовый расход сырого газа, кг/ч.

$$q_{1.1} = 375000 \cdot 0,7870 = 295125 \text{ кг/ч};$$

$$q_{2.1} = 375000 \cdot 0,0797 = 29888 \text{ кг/ч};$$

$$q_{3.1} = 375000 \cdot 0,0397 = 14888 \text{ кг/ч};$$

$$q_{4.1} = 375000 \cdot 0,0198 = 7425 \text{ кг/ч};$$

$$q_{5.1} = 375000 \cdot 0,0085 = 3188 \text{ кг/ч};$$

$$q_{6.1} = 375000 \cdot 0,0036 = 1350 \text{ кг/ч};$$

$$q_{7.1} = 375000 \cdot 0,0590 = 22125 \text{ кг/ч};$$

$$q_{8.1} = 375000 \cdot 0,0027 = 1013 \text{ кг/ч}.$$

Учитывая массовый расход воды в составе осушаемого газа и требуемое содержание воды в осушенном газе, массовый расход воды, подлежащей извлечению из газа, рассчитываем, решая уравнение:

$$q_{8.1} - (Q_1 - g_B) \cdot 10^{-6} = g_B \quad (3)$$

где g_B – массовый расход воды, подлежащей удалению, кг/ч.

$$1013 - (375000 - g_B) 10^{-6} = g_B$$

$$g_B = 1012,6 \text{ кг/ч}.$$

Расход остаточной влаги в составе осушенного газа определяем по формуле (4)

$$q_{8.2} = (375000 - g_B) \cdot 10^{-6} \quad (4)$$

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		42

где $q_{8,2}$ – расход остаточной влаги в составе осушенного газа, кг/ч.

$$q_{8,2} = (375000 - 1012,6) \cdot 10^{-6} = 0,37 \text{ кг/ч.}$$

С учетом массы извлеченной воды, массовый расход осушенного газа (Q_2) составит:

$$Q_2 = (Q_1 - g_v) = 375000 - 1012,6 = 373987,4 \text{ кг/ч.}$$

С учетом массы извлеченной воды, массовые доли компонентов в осушенном газе рассчитываем по формуле (5) [31]:

$$x_{i,2} = x_{i,1} \cdot k \quad (5)$$

Где $x_{i,2}$ – содержание компонентов в осушенном газе, в массовых процентах;

k – поправочный коэффициент расхода [31].

Значение k определяем по формуле (6) [31]:

$$k = \frac{Q_1}{Q_2} \quad (6)$$

$$k = \frac{375000}{373987,4} = 1,0027$$

$$x_{1,2} = 78,70 \cdot 1,0027 = 78,91 \text{ \%};$$

$$x_{2,2} = 7,97 \cdot 1,0027 = 7,99 \text{ \%};$$

$$x_{3,2} = 3,97 \cdot 1,0027 = 3,98 \text{ \%};$$

$$x_{4,2} = 1,98 \cdot 1,0027 = 1,99 \text{ \%};$$

$$x_{5,2} = 0,85 \cdot 1,0027 = 0,85 \text{ \%};$$

$$x_{6,2} = 0,36 \cdot 1,0027 = 0,36 \text{ \%};$$

$$x_{7,2} = 5,90 \cdot 1,0027 = 5,92 \text{ \%};$$

$$x_{8,2} = 0,27 \cdot 1,0027 = 0,27 \text{ \%};$$

Объемное содержание компонентов в осушенном газе рассчитываем по формуле (7) [29]:

$$y_{i,2} = \frac{\frac{x_{i,2}}{M_i}}{\sum \frac{x_{i,2}}{M_i}} \quad (7)$$

где $y_{i,2}$ – объемное содержание компонента в осушенном газе.

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		43

$$\sum \frac{x_{i,2}}{M_i} = \frac{78,91}{16} + \frac{7,99}{30} + \frac{3,98}{44} + \frac{1,99}{58} + \frac{0,85}{87} + \frac{0,36}{44} + \frac{5,92}{14} + \frac{0,27}{18} = 5,78.$$

$$y_{1,2} = \frac{\frac{78,91}{16}}{5,78} = 0,8533 = 85,33 \%;$$

$$y_{2,2} = \frac{\frac{7,99}{30}}{5,78} = 0,0461 = 4,61 \%;$$

$$y_{3,2} = \frac{\frac{3,98}{44}}{5,78} = 0,0156 = 1,56 \%;$$

$$y_{4,2} = \frac{\frac{1,99}{58}}{5,78} = 0,0059 = 0,59 \%;$$

$$y_{5,2} = \frac{\frac{0,85}{87}}{5,78} = 0,0017 = 0,17 \%;$$

$$y_{6,2} = \frac{\frac{0,36}{44}}{5,78} = 0,0014 = 0,14 \%;$$

$$y_{7,2} = \frac{\frac{5,92}{14}}{5,78} = 0,0731 = 7,31 \%;$$

$$y_{8,2} = \frac{\frac{0,27}{18}}{5,78} = 0,0026 = 0,26 \%.$$

Материальный баланс процесса осушки газа приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Материальный баланс процесса осушки газа

Приход			Расход		
Компонент	Массовый расход, кг/ч	Массовая доля в составе газа, %	Компонент	Массовый расход, кг/ч	Массовая доля в составе газа, %
1	2	3	4	5	6
C ₁	295125	78,70	C ₁	295125	78,91
C ₂	29888	7,97	C ₂	29888	7,99
C ₃	14888	3,97	C ₃	14888	3,98
C ₄	7425	1,98	C ₄	7425	1,99
C ₅₊	3188	0,85	C ₅₊	3188	0,85

1	2	3	4	5	6
CO ₂	1350	0,36	CO ₂	1350	0,36
N ₂	22125	5,90	N ₂	22125	5,92
H ₂ O (газ)	1012,6	0,27	H ₂ O (газ)	0,37	0,0001
			H ₂ O (жид.)	1012,23	–
Всего	375000	100	Всего	375000	100

2.4 Технологический расчет процесса осушки природного газа

Проведем расчёт процессов адсорбции и десорбции по методике [32, 33].

Для расчёта примем исходные данные, представленные в таблице 7.

Таблица 7 – Исходные данные для расчёта процесса адсорбции

Параметр	Значение параметра
Производительность установки, млрд м ³ /год	7
Расход осушаемого газа, м ³ /час	375000
Температура осушаемого газа, °С	20
Давление осушаемого газа, МПа	7,2
Средняя плотность адсорбента, кг/м ³	727
Средний диаметр гранул адсорбента, мм	2,5

Определяем плотность газа при рабочих условиях, кг/м³. По данным практики, принимаем плотность газа ρ_r , входящего на установку, при нормальных условиях равным 0,762 кг/м³.

$$\rho_{p,y} = \rho_r \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} \quad (8)$$

где P – давление очищаемого газа, МПа;

P_0 – нормальное атмосферное давление, МПа;

T – температура газа поступающего на осушку, К

T_0 – температура при нормальных условиях, К.

$$\rho_{p,y} = 0,762 \cdot \frac{7,2 \cdot 273}{0,1 \cdot 293} = 51,12 \text{ кг/м}^3$$

Определяем максимальную допустимую линейную скорость в адсорбере. Для этого используем уравнение Леду:

$$U_{\Gamma} = \sqrt{78 \cdot C \cdot \rho_{ад} \cdot d_{ад} \cdot \frac{g}{\rho_{p,y}}} \quad (9)$$

где U_{Γ} – линейная скорость газа, м/с;

C – константа ($C = 0,025 - 0,033$);

$\rho_{p,y}$ – плотность газа при рабочих условиях, кг/м³ ;

$\rho_{ад}$ – средняя плотность адсорбента, кг/м³;

$d_{ад}$ – средний диаметр гранул адсорбента, мм;

g – ускорение силы тяжести, $g = 9,81 \text{ м/с}^2$.

$$U_{\Gamma} = \sqrt{78 \cdot 0,03 \cdot 727 \cdot 2,50 \cdot \frac{9,81}{51,00}} = 2,86 \text{ м/с} = 1716 \text{ м/мин}$$

Рассчитывают массу воды, извлекаемую из газа на протяжении цикла адсорбции:

$$G_{H_2O} = G_{\Gamma} \cdot W_{\Gamma} \cdot \tau_{ад}, \quad (10)$$

где G_{H_2O} – масса воды, кг;

G_{Γ} – объем поступающего газа в адсорбер, м³/ч;

W_{Γ} – влагосодержание сырого газа, кг/влагосодержание сырого газа, кг/м³ (по графику равновесного влагосодержания при температуре и давлении адсорбции процесса адсорбции найдём значение $W_{\Gamma} = 1,860 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$;

$\tau_{ад}$ – время адсорбции, ч.

$$G_{H_2O} = 375000 \cdot 1,860 \cdot 10^{-3} = 8370,0 \text{ кг.}$$

Рассчитаем внутренний диаметр адсорбера D , м;

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_P}{\pi \cdot U_{\Gamma}}}, \quad (11)$$

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		46

где V_p – объем газа, поступающего в адсорбер при рабочих условиях, м³/мин;

$$V_p = V_r \cdot \frac{T \cdot P_0}{T_0 \cdot P} \cdot \frac{1}{60}, \quad (12)$$

где V_r – объем газа, поступающего в адсорбер (м³/ч), измеренный при нормальных условиях;

T – температура адсорбции, °С;

T_0 – температура при нормальных условиях, °С;

P – давление в адсорбере, МПа;

P_0 – нормальное атмосферное давление, МПа.

$$V_p = 375000 \cdot \frac{293 \cdot 0,1}{273 \cdot 7,2} \cdot \frac{1}{60} = 93,17 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 93,17}{3,14 \cdot 1716}} = 3,12 \text{ м}$$

Принимаем диаметр, равный 3,20 м [34].

Рассчитываем линейную скорость газа в свободном сечении адсорбера при рабочих условиях, если $U_1 > U_r$, следует увеличить диаметр аппарата до выполнения условия $U_1 \leq U_r$.

$$U_1 = \frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot D^2}, \quad (13)$$

$$U_1 = \frac{4 \cdot 93,17}{3,14 \cdot 3,2^2} = 11,63 \text{ м/мин}$$

Так как условие $U_1 < U_r$ выполняется, оставляем прежний диаметр аппарата.

Определяем удельную нагрузку слоя по воде, кг/(ч·м²):

$$g_v = \frac{G_{H_2O}}{0,785 \cdot \tau_{ад} \cdot D^2}, \quad (14)$$

где G_{H_2O} – масса воды, кг;

$\tau_{ад}$ – продолжительность стадии адсорбции, ч;

D – внутренний диаметр адсорбера, м.

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

$$g_B = \frac{8370}{0,785 \cdot 12 \cdot 3,2^2} = 89,95 \text{ кг/(ч}\cdot\text{м}^2) = 1,50 \text{ кг/(с}\cdot\text{м}^2).$$

Рассчитываем высоту адсорбционной зоны, м:

$$h = 31,3 \cdot \frac{g_B^{0,7895}}{U_1^{0,5506} \cdot p/p_s^{0,2647}}, \quad (15)$$

где g_B – удельная нагрузка слоя по воде, кг/(м² · мин);

p/p_s – относительная влажность осушаемого газа, % ($p/p_s = 80$ %).

$$h = 31,3 \cdot \frac{1,50^{0,7895}}{46,51^{0,5506} \cdot 80^{0,2647}} = 3,51 \text{ м}$$

Рассчитывают высоту слоя адсорбента, м:

$$H = 5 \cdot D, \quad (16)$$

$$H = 5 \cdot 3,2 = 16 \text{ м.}$$

Рассчитываем динамическую равновесную влагоемкость слоя, %:

$$A_d = \frac{A_p \cdot (H - 0,45 \cdot h)}{H}, \quad (17)$$

где A_p – равновесная влагоемкость слоя, определяется по графику [34],

$$A_p = 14 \text{ \%}.$$

$$A_d = \frac{14 \cdot (16 - 0,45 \cdot 4,73)}{16} = 12,61 \text{ \%}$$

Определяем минимально необходимую высоту слоя адсорбента, м:

$$h_{сл} = \frac{127,4 \cdot G_{H_2O}}{p_{ад} \cdot D^2 \cdot A_d}, \quad (18)$$

где $p_{ад}$ – средняя плотность адсорбента, кг/м³;

D – внутренний диаметр адсорбера, м.

$$h_{сл} = \frac{127,4 \cdot 8370}{727 \cdot 3,2^2 \cdot 12,61} = 11,36 \text{ м.}$$

Рассчитываем продолжительность работы слоя до проскока влаги, ч:

$$\tau_1 = \frac{0,01 \cdot A_d \cdot p_{ад} \cdot h_{сл}}{g_B},$$

где g_B – удельная нагрузка слоя по воде, кг/(ч·м²);

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		48

$$\tau_1 = \frac{0,01 \cdot 12,61 \cdot 727 \cdot 11,36}{89,95} = 11,58 \text{ ч.} \quad (19)$$

Продолжительность работы слоя до проскока примерно равна продолжительности цикла адсорбции.

Проведем расчет стадии регенерации адсорбента. Данные для расчёта представлены в таблице 8 [35].

Таблица 8 – Исходные данные для расчёта стадии регенерации

Показатель	Значение
Удельная теплоемкость цеолита, кДж/(кг · °С)	0,837
Теплота десорбции воды, кДж/кг	3256
Начальная температура адсорбента, °С	40
Масса адсорбера, тонн	102
Масса слоя цеолита, тонн	72

Температура кипения воды при давлении 57 кг/см² – 270 °С, удельная теплоемкость воды – 4,187 кДж/(кг·°С). Рассчитываем общее количество тепла, необходимое на регенерацию цеолита, Q_p , кДж:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_{\text{п}} \quad (20)$$

где Q_1 – количество тепла, необходимое на нагрев адсорбера;

Q_2 – количество тепла, необходимое на нагрев цеолита;

Q_3 – количество тепла, необходимое на нагревание адсорбированных компонентов;

Q_4 – количество тепла, необходимое на десорбцию компонентов; $Q_{\text{п}}$ – потери тепла.

Найдем затраты тепла на нагревание адсорбера, кДж:

$$Q_1 = m_a \cdot C_m \cdot (t_H - t), \quad (21)$$

где m_a – масса адсорбера, кг;

C_m – удельная теплоемкость металла (для стали – 0,5 кДж/кг °С);

t_H – начальная температура регенерации, °С

t – температура адсорбера перед началом регенерации, °С.

$$Q_1 = 223850 \cdot 0,5 \cdot (320 - 40) = 31\,339\,000 \text{ кДж,}$$

Найдем тепло затраченное на нагревание цеолита, кДж:

$$Q_2 = m_{\text{ц}} \cdot C_{\text{ц}} \cdot (t_{\text{н}} - t), \quad (22)$$

где $m_{\text{ц}}$ – масса цеолита, кг;

$C_{\text{ц}}$ – удельная теплоемкость цеолита, кДж/(кг·°С);

$$Q_2 = 52700 \cdot 0,840 \cdot (300 - 40) = 11\,509\,680 \text{ кДж.}$$

Найдем затраты тепла на нагревание адсорбированного компонента, кДж:

$$Q_3 = \sum(m_i \cdot C_i \cdot (t_k - t_{\text{н}})), \quad (23)$$

где m_i – масса i -го компонента (воды), содержащегося в порах цеолита, кг;

C_i – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·°С);

t_k – температура кипения воды, при давлении регенерации, °С;

$t_{\text{н}}$ – начальная температура регенерации, °С;

Массу, поглощенной адсорбентом воды, найдем по формуле:

$$m_{\text{в}} = \frac{G_0 \cdot A_{\text{в}}}{\rho_{\text{ад}}}, \quad (24)$$

где G_0 – весовая загрузка адсорбента в аппарат, кг;

$A_{\text{в}}$ – динамическая емкость адсорбента по влаге, кг/м³, $A_{\text{в}} = 108 \text{ кг/м}^3$;

$\rho_{\text{ад}}$ – средняя плотность адсорбента, кг/м³;

$$m_{\text{в}} = \frac{52700 \cdot 108}{727} = 7829 \text{ кг.}$$

$$Q_3 = 7829 \cdot 4,187 \cdot (270 - 40) = 7\,539\,405 \text{ кДж.}$$

Определим затраты тепла на десорбцию воды, кДж:

$$Q_4 = \sum(m_i \cdot H_i), \quad (25)$$

где H_i – теплота десорбции воды, $H_i = 3256 \text{ кДж/кг}$;

$$Q_4 = 7829 \cdot 3256 = 25\,491\,224 \text{ кДж}$$

Найдем значение потерь тепла, которое обычно принимают равными десяти процентам от общей суммы затрат тепла, кДж:

$$Q_{\text{п}} = \sum Q_{1-4} \cdot 0,1, \quad (26)$$

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		50

$$Q_{\text{п}} = 0,1 \cdot (31\,339\,000 + 11\,509\,680 + 7\,539\,405 + 25\,491\,224) = 7587931$$

кДж.

Теплоты регенерации находим следующим образом:

$$Q_{\text{р}} = \sum Q_{1-4} \cdot 0,9, \quad (27)$$

$$Q_{\text{р}} = 0,9 \cdot (31\,339\,000 + 11\,509\,680 + 7\,539\,405 + 25\,491\,224) = 68291378$$

кДж.

Количество теплоты, которая поступает с газом регенерации в адсорбер, всегда равно расходу теплоты на регенерацию:

$$Q_{\text{г}} = Q_{\text{р}} \quad (28)$$

$$Q_{\text{г}} = V_{\text{г}} \cdot \rho_{\text{г}} \cdot C_{\text{г}} \cdot t_{\text{ср}}, \quad (29)$$

где $Q_{\text{г}}$ – количество тепла, поступающего с газом регенерации, кДж;

$V_{\text{г}}$ – объем газа регенерации, м³;

$\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, кг/м³;

$C_{\text{г}}$ – удельная теплоемкость газа, кДж/(кг·°C);

$$t_{\text{ср}} = t_{\text{нг}} - \frac{t_{k1} \cdot t_{k2}}{2} \quad (30)$$

где $t_{\text{нг}}$ – начальная температура регенерации;

t_{k1} и t_{k2} – температура газа, покидающего слой цеолита в начале и в конце нагревания, °C; соответственно $t_{k1} = 40$ °C;

$$t_{k2} = 2 \cdot t_{\text{min}} - t_{\text{нг}} + 10 \quad (31)$$

$$t_{k2} = 2 \cdot 300 - 320 + 10 = 290 \text{ °C}$$

$$t_{\text{ср}} = 320 - \frac{40+290}{2} = 155$$

Определим объем газа регенерации, м³:

$$V_{\text{г}} = \frac{Q_{\text{ср}}}{\rho_{\text{г}} \cdot C_{\text{г}} \cdot t_{\text{ср}}}, \quad (32)$$

$$V_{\text{г}} = \frac{68291378}{0,759 \cdot 2,61 \cdot 155} = 222409 \text{ м}^3$$

Продолжительность регенерации адсорбента составляет 6 часов.

Определим расход газа регенерации:

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		51

$$G_{\Gamma} = \frac{V_{\Gamma}}{6}, \quad (33)$$

$$G_{\Gamma} = \frac{222409}{6} = 37068 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Для предложенного адсорбента продолжительность процесса регенерации составила 6 часов, что не нарушает режимы адсорбция – десорбция – охлаждение, и соответствует значению, представленному в регламенте для действующей установки [36].

2.5 Обоснование модернизации адсорбционной осушки

Эффективность адсорбера с неподвижным слоем адсорбента непосредственно зависит от равномерного распределения потока фильтруемого сырья по всему поперечному сечению реактора.

На рисунке 9 рассмотрим заводскую схему адсорбера [37].

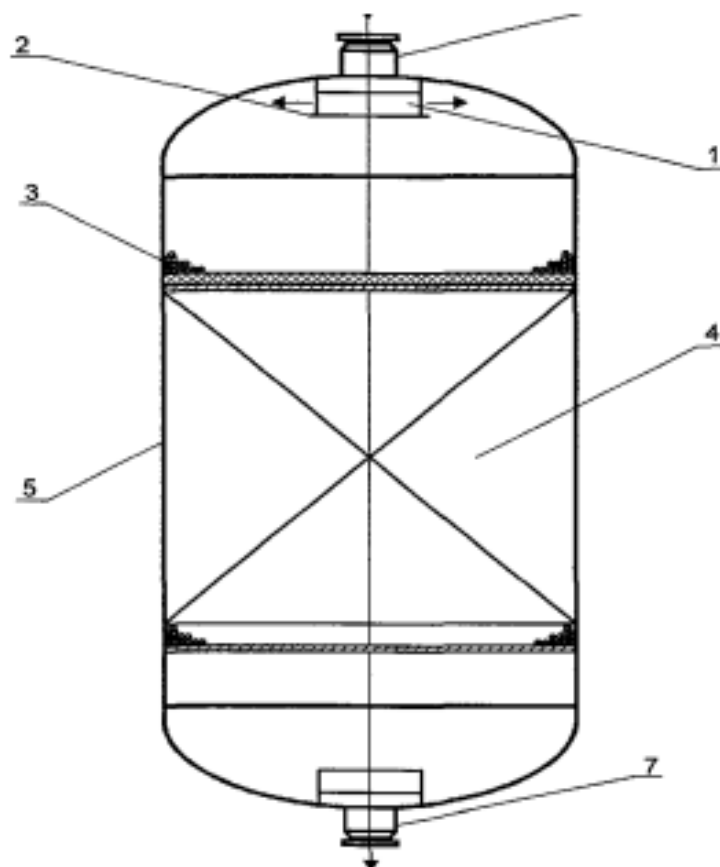


Рисунок 9 – Заводская конструкция адсорбера:

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

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.453475.180301.ПЗ

Лист

52

Для обеспечения этого равномерного распределения в верхней части адсорбера устанавливают специализированное распределительное устройство. Однако в тех адсорберах, где это распределительное устройство отсутствует или функционирует неэффективно, газовый поток преимущественно проходит через слой твердого материала (например, керамических шариков) вблизи центральной оси реактора.

Определено, что движение газового потока в верхней и нижней секциях адсорбера происходит с асимметрией относительно оси адсорбера и преимущественно около его стенок. В результате часть цеолита сохраняет остаточный ресурс адсорбционной ёмкости. Приблизительно 15 % – 35 % цеолитовой загрузки проявляет уменьшенную эффективность, с ресурсом, исчерпанным до 80 %.

Для обеспечения оптимальной работы адсорбера необходимо, чтобы газ проходил через адсорбент в режиме точно согласованного поршневого течения. При этом состав и фронт потока должны быть как можно более однородными на всей поверхности слоя адсорбента. Для достижения этих целей была разработана новая конструкция распределительного устройства для адсорбционной колонны, включающая систему распределительных труб и сопел, которые обеспечивают равномерное распределение жидкостей или газов.

Основная функция данного устройства состоит в создании конструкции, гарантирующей равномерное распределение потока через все сопла, либо через часть их. Дополнительно, эта новая конструкция позволяет разрабатывать распределительные устройства для адсорбционных колонн различных диаметров. Модернизированное кольцевое распределительное устройство значительно улучшает адсорбционные процессы при осушке природного газа или других газообразных сред. Этот усовершенствованный компонент обеспечивает равномерное распределение потока газа по всему объёму цеолитового адсорбента, минимизируя вероятность возникновения мёртвых зон – участков, которые остаются неиспользованными в процессе поглощения влаги. Эти мёртвые зоны могут приводить к неравномерной загрузке цеолита, что, в свою оче-

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		53

редь, ухудшает общую производительность и эффективность адсорбции влаги из газового потока.

На рисунке 10 представлена конструкция адсорбера с улучшенным кольцевым распределительным устройством [37].

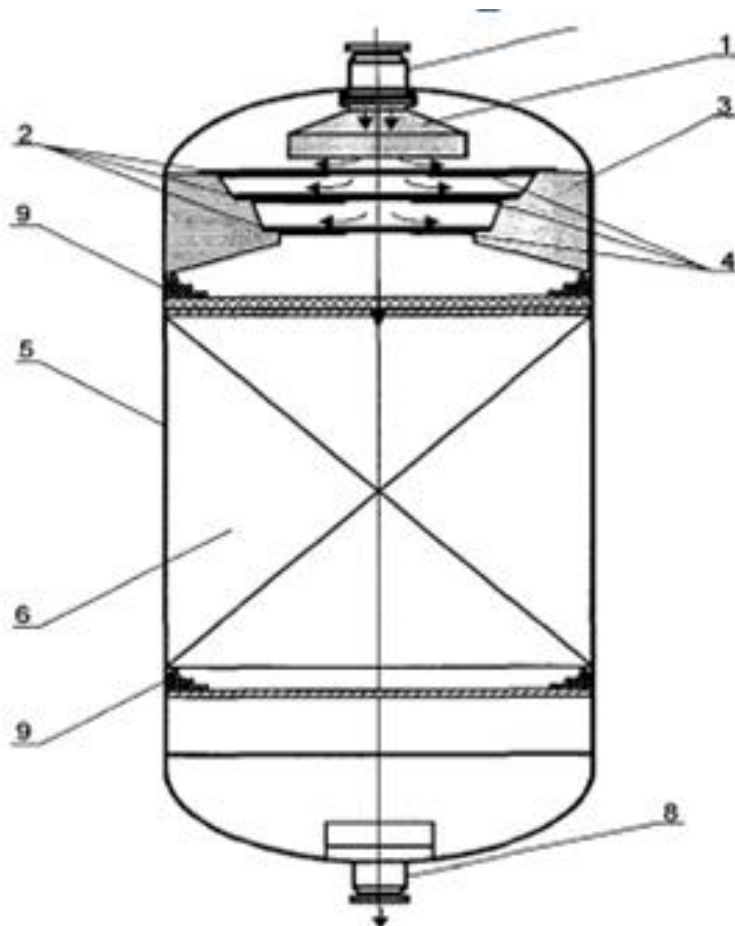


Рисунок 10 – Конструкция адсорбера после модернизации:

1 – входной патрубок; 2 – распределительное устройство; 3 – радиальные опоры; 5 – корпус; 6 – адсорбент; 7 – штуцер входа газа; 8 – штуцер выхода газа; 9 – керамические шары

Усовершенствованное кольцевое распределительное устройство способствует увеличению межремонтного периода адсорбента. Это обеспечивает более продолжительный период эксплуатации адсорбента между регенерациями, тем самым повышая общую производительность блока осушки и снижая частоту необходимости технического обслуживания.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ВКР.453475.180301.ПЗ

Лист

54

Таким образом, применение модернизированного кольцевого распределительного устройства улучшает эффективность процесса адсорбции и продлевает срок службы адсорбента на установке осушки газа. При использовании этого устройства движение фронта газа становится равномерным на всём протяжении цикла, что позволяет практически исключить мёртвые зоны в слое цеолита, тем самым повышая эффективность процесса адсорбции и увеличивая межремонтный период адсорбента в блоке осушки.

Для изготовления распределительного устройства используют нержавеющую сталь марок 10X18H9, 12X18H10T, 10X17H13M2T, а также разнообразные виды пластмасс, соответствующие установленным техническим условиям [38].

Материалы конструкции должны соответствовать следующим требованиям:

- высокая устойчивость к коррозии, достигаемая за счет использования высококачественных легированных сталей с антикоррозионными свойствами;
- значительная механическая устойчивость конструкции, подтвержденная результатами испытаний и данными эксплуатации;
- способность сохранять стабильность при воздействии высоких температур;
- небольшое сопротивление для движения жидкости, обусловленное минимальными потерями на трение;
- легкость и удобство установки.

Компания ООО ПП «ТЕКО-ФИЛЬТР» планирует приобретение распределительного устройства. Эта организация занимается разработкой и производством оборудования для водоподготовки, востребованного в таких отраслях, как энергетика, жилищно-коммунальное хозяйство (ЖКХ), металлургическая и нефтегазохимическая промышленность.

Предположим, что 15 % загрузки цеолита обеспечивают рабочую эффективность в 80 %. Чтобы сравнить показатели улучшенной модели с исходной конструкцией, проведем соответствующие расчеты.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		55

Для расчёта примем исходные данные, представленные в таблице 7.

Определяем плотность газа при рабочих условиях, кг/м³. По данным практики, принимаем плотность газа ρ_r , входящего на установку при нормальных условиях равным 0,762 кг/м³.

$$\rho_{p,y} = \rho_r \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} \quad (8)$$

где P – давление очищаемого газа, МПа;

P_0 – нормальное атмосферное давление, МПа;

T – температура газа поступающего на осушку, К;

T_0 – температура при нормальных условиях, К.

$$\rho_{p,y} = 0,762 \cdot \frac{7,2 \cdot 273}{0,1 \cdot 293} = 51,12 \text{ кг/м}^3$$

Определяем максимальную допустимую линейную скорость в адсорбере. Для этого используем уравнение Леду:

$$U_r = \sqrt{78 \cdot C \cdot p_{ад} \cdot d_{ад} \cdot \frac{g}{\rho_{p,y}}} \quad (9)$$

где U_r – линейная скорость газа, м/с;

C – константа ($C = 0,025 - 0,033$);

$\rho_{p,y}$ – плотность газа при рабочих условиях, кг/м³;

$p_{ад}$ – средняя плотность адсорбента, кг/м³;

$d_{ад}$ – средний диаметр гранул адсорбента, мм;

g – ускорение силы тяжести, $g = 9,81 \text{ м/с}^2$.

$$U_r = \sqrt{78 \cdot 0,03 \cdot 727 \cdot 2,50 \cdot \frac{9,81}{51,00}} = 2,86 \text{ м/с} = 1716 \text{ м/мин}$$

Рассчитывают массу воды, извлекаемую из газа на протяжении цикла адсорбции:

$$G_{H_2O} = G_r \cdot W_r \cdot \tau_{ад}, \quad (10)$$

где G_{H_2O} – масса воды, кг;

G_r – объем поступающего газа в адсорбер, м³/ч;

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
						56
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

W_{Γ} – влагосодержание сырого газа, кг/влагосодержание сырого газа, кг/м³ (по графику равновесного влагосодержания при температуре давления адсорбции процесса адсорбции найдём значение $W_{\Gamma} = 1,860 \cdot 10^{-3}$ кг/м³;

$\tau_{ад}$ – время адсорбции, ч.

$$G_{H_2O} = 375000 \cdot 1,860 \cdot 10^{-3} = 8370,0 \text{ кг.}$$

Рассчитаем внутренний диаметр адсорбера D , м;

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot U_{\Gamma}}}, \quad (11)$$

где V_p – объем газа, поступающего в адсорбер при рабочих условиях, м³/мин;

$$V_p = V_{\Gamma} \cdot \frac{T \cdot P_0}{T_0 \cdot P} \cdot \frac{1}{60}, \quad (12)$$

где V_{Γ} – объем газа, поступающего в адсорбер (м³/ч), измеренный при нормальных условиях;

T – температура адсорбции, °С;

T_0 – температура при нормальных условиях, °С;

P – давление в адсорбере, МПа;

P_0 – нормальное атмосферное давление, МПа.

$$V_p = 375000 \cdot \frac{293 \cdot 0,1}{273 \cdot 7,2} \cdot \frac{1}{60} = 93,17 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 93,17}{3,14 \cdot 1716}} = 3,12 \text{ м}$$

Принимаем диаметр, равный 3,20 м.

Рассчитываем линейную скорость газа в свободном сечении адсорбера при рабочих условиях, если $U_1 > U_{\Gamma}$, следует увеличить диаметр аппарата до выполнения условия $U_1 \leq U_{\Gamma}$.

$$U_1 = \frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot D^2}, \quad (13)$$

$$U_1 = \frac{4 \cdot 93,17}{3,14 \cdot 3,2^2} = 11,63 \text{ м/мин}$$

					ВКР.453475.180301.ПЗ	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

Так как условие $U_1 < U_r$ выполняется, оставляем прежний диаметр аппарата.

Определяем удельную нагрузку слоя по воде, кг/(ч·м²):

$$g_B = \frac{G_{H_2O}}{0,785 \cdot \tau_{ад} \cdot D^2},$$

где G_{H_2O} – масса воды, кг;

$\tau_{ад}$ – продолжительность стадии адсорбции, ч;

D – внутренний диаметр адсорбера, м.

$$g_B = \frac{8370}{0,785 \cdot 13,8 \cdot 3,2^2} = 75,45 \text{ кг/(ч·м}^2\text{)} = 1,15 \text{ кг/(с м}^2\text{)}. \quad (14)$$

Рассчитываем высоту адсорбционной зоны, м:

$$h = 31,3 \cdot \frac{g_B^{0,7895}}{U_1^{0,5506} \cdot \frac{p}{p_s^{0,2647}}}, \quad (15)$$

где g_B – удельная нагрузка слоя по воде, кг/(м² · мин);

p/p_s – относительная влажность осушаемого газа, % ($p/p_s = 80$ %).

$$h = 31,3 \cdot \frac{1,15^{0,7895}}{46,51^{0,5506} \cdot 80^{0,2647}} = 3,12 \text{ м}$$

Рассчитывают высоту слоя адсорбента, м:

$$H = 5 \cdot D, \quad (16)$$

$$H = 5 \cdot 3,2 = 16 \text{ м.}$$

Рассчитываем динамическую равновесную влагоемкость слоя, %:

$$A_d = \frac{A_p \cdot (H - 0,45 \cdot h)}{H}, \quad (17)$$

где A_p – равновесная влагоемкость слоя, определяется по графику,

$$A_p = 15 \text{ \%}.$$

$$A_d = \frac{15 \cdot (16 - 0,45 \cdot 4,73)}{16} = 13,00 \text{ \%}$$

Определяем минимально необходимую высоту слоя адсорбента, м:

$$h_{сл} = \frac{127,4 \cdot G_{H_2O}}{p_{ад} \cdot D^2 \cdot A_d}, \quad (18)$$

где $p_{ад}$ – средняя плотность адсорбента, кг/м³;

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

D – внутренний диаметр адсорбера, м.

$$h_{\text{сл}} = \frac{127,4 \cdot 8370}{727 \cdot 3,2^2 \cdot 13,00} = 12,02 \text{ м.}$$

Рассчитываем продолжительность работы слоя до проскока влаги, ч:

$$\tau_1 = \frac{0,01 \cdot A_{\text{д}} \cdot p_{\text{ад}} \cdot h_{\text{сл}}}{g_{\text{в}}},$$

где $g_{\text{в}}$ – удельная нагрузка слоя по воде, кг/(ч·м²);

$$\tau_1 = \frac{0,01 \cdot 13,00 \cdot 727 \cdot 12,02}{89,95} = 12,63 \text{ ч.}$$

Продолжительность работы слоя до проскока увеличилась на 1,05 часа по сравнению с заводской конструкцией. За счет более полного использования адсорбента увеличивается срок его службы от 5 % до 10 % из-за более полной его выработки, что соответственно улучшит экономические показатели работы установки. Экономический эффект достигается благодаря снижению расходов на приобретение цеолита за счет увеличения срока его эксплуатации и сокращения ремонтных работ.

Найдем экономический эффект внедрения распределительного устройства. Данные для экономического расчета представлены в таблице 9 [38].

Таблица 9 – Данные для расчета экономического эффекта модернизации

Показатели	Единицы измерения	Условные обозначения	Базовый период	Период после модернизации
Объем загрузки цеолита	тонна	Q	52,7	52,7
Средняя цена за тонну цеолита	руб.	S	227225	227225
Ресурс работы цеолита	час	–	43800	52560
	год	–	5	6
Прирост ресурса работы цеолита	%	Z	0	16,6
Затраты на внедрение	руб.	Z_{Γ}	0	1230000

Найдем экономический эффект по следующей формуле:

$$\mathcal{E}_{\Gamma} = Z_1 - Z_2 = S \cdot Q - S \cdot Q \cdot (1 - Z) + Z_{\Gamma};$$

$$\mathcal{E}_{\Gamma} = 227225 \cdot 52,7 - 227225 \cdot 52,7 \cdot (1 - 0,166) + 1230000 = 3217809 \text{ руб.}$$

Результаты экономического расчета представлены в таблице 10.

Таблица 10 – Сводная таблица результатов экономического эффекта

Показатели	Ед. изм.	Условные обозначения	Варианты		Изменение показателей
			Базовый	Внедряемый	
Снижение затрат на закупку цеолитов	руб.	$Z_1 - Z_2$	13633500	10415691	3217809
Затраты на внедрение	руб.	Z_{Γ}	–	1230000	1230000
Экономический эффект	руб.	Δ_{Φ}	–	3217809	3217809

Таким образом, модернизация распределительного устройства в адсорбционных аппаратах позволяет повысить их эффективность работы, увеличить срок службы оборудования; уменьшить ремонтного периода.

3 БЕЗОПАСНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

Установку абсорбционной осушки газа классифицируют как опасный производственный объект в соответствии с Федеральным законом «О промышленной безопасности опасных производственных объектов» от 21.07.1997 № 116-ФЗ [39].

Ключевыми аспектами, определяющими уровень риска эксплуатации установки, являются:

- топливные газы (сырьевой газ);
- жидкости с низкой температурой воспламенения;
- эксплуатация оборудования, функционирующего при высоких уровнях давления;
- несоблюдение нормативных требований по обеспечению охраны труда на производственном объекте.

Все компоненты системы на установке соединяются посредством трубопроводов, работающих под значительным давлением. Поэтому любые ремонтные операции могут вызвать нарушение герметичности оборудования, что способно спровоцировать аварийную ситуацию или даже возгорание.

Таким образом, неуклонное выполнение инструкций по эксплуатации оборудования, соблюдение норм охраны труда и соблюдение мер техники безопасности играют первоочередную роль для сотрудников предприятия.

3.1 Характеристика опасностей на производстве

Процесс дегазации характеризуется использованием веществ, относящихся к 1-4 классам опасности. В соответствии с ГОСТ 12.1.007-78 «Система стандартов безопасности труда. Опасные вещества» [40], выделяют следующие четыре класса опасности:

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	Совершенствование технологий осушки углеводородных газов	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>	Лиханов И.Д.					У	61	69
<i>Пров.</i>	Гужель Ю.А.					АмГУ ИКиИН 0107-об гр.		
<i>Н. контр.</i>	Родина Т.А.							
<i>Зав. каф.</i>	Гужель Ю.А.							

1 – вещества, характеризующиеся чрезвычайной опасностью из-за своей токсичности и способности накапливаться в организме, например: ртуть, свинец, марганец;

2 – это вещества, обладающие высокой степенью опасности, такие как азот, хлор, фосген, водород;

К категории 3, включающей умеренно опасные вещества, относятся такие химические соединения, как бензин, метанол, ацетон и разнообразные краски.

Строительный мусор, этиловый спирт, метан и аммиак классифицируются как малоопасные вещества и отходы, присваиваемые 4-му классу опасности.

Учитывая физико-химические свойства используемых в производственном процессе веществ, основными источниками потенциальных рисков и угроз на предприятии являются:

– взрыво- и пожароопасность (присутствие горючих газов и легковоспламеняющихся жидкостей увеличивает риск возгорания, особенно при аварийных условиях);

– наличие электросилового оборудования (насосы, компрессоры). Аккумуляция электрической энергии может спровоцировать возгорание как на открытых участках, так и в пределах самого оборудования.

– Токсичность: влияние токсичных химических веществ на здоровье и безопасность рабочего персонала при нарушении герметичности оборудования или превышении предельно допустимой концентрации вредных веществ в воздухе.

Физиологическое влияние на человеческий организм выражается в формах острых или хронических интоксикаций из-за токсичности используемых химических веществ, а также в виде травмирования слизистых оболочек и кожных покровов при контакте с незащищёнными участками тела.

Факторы, приводящие к возникновению перечисленных рисков, могут включать в себя:

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		62

- угрозы взрывов газа, жидкостей и других материалов в технологическом процессе;
- увеличенное давление внутри технологических аппаратов;
- повышенная рабочая температура в ряде технических устройств и оборудования;
- повышение концентрации вредных веществ в воздухе рабочей зоны;
- значительная степень накопления статического электричества;
- значительный уровень звукового загрязнения;
- процесс коррозии промышленного оборудования.

Главными рисками в производственной сфере также являются неквалифицированные или ошибочные действия сотрудников, занимающихся техническим обслуживанием оборудования.

Множество материалов, задействованных в технических процессах, классифицируются как вредные. При контакте с человеческим организмом, вследствие несоблюдения норм безопасности, эти вещества способны провоцировать производственные травмы, профессиональные болезни и разного рода физиологические нарушения.

Для минимизации риска возникновения опасных ситуаций, сотрудник установки должен досконально знать и строго следовать своим должностным инструкциям, качественно и своевременно выполнять возложенные на него задачи; соблюдать трудовую дисциплину; тщательно выполнять меры охраны труда, поддерживать порядок на рабочем месте и строго соблюдать правила пожарной безопасности.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		63

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения выпускной квалификационной работы были рассмотрены методы осушки природного газа, способы модернизации, сырьё и продукты процесса. Представлено целевое назначение процесса.

Произведён расчёт установки адсорбционной осушки природного газа. С внедрением распределительного устройства в конструкцию аппарата стадия адсорбции увеличилась на 1,05 часа. За счет более полной работы адсорбента увеличивается срок его службы. Как следствие, снижаются затраты на закупку адсорбента и сокращаются ремонтные работы по его замене.

В работе также рассмотрены характеристики опасностей производства.

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>	Совершенствование технологий осушки углеводородных газов	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		Лиханов И.Д.				У	64	69
<i>Пров.</i>		Гужель Ю.А.				АмГУ ИКиИН 0107-об гр.		
<i>Н. контр.</i>		Родина Т.А.						
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю.А.						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Dow, W. M. Adsorption process now practical for gasoline and LPG recovery from natural gas / W. M. Dow // The Oil and Gas Journal. – 1998. – № 44. – С. 74-77.

2 Hay, D. G. Festing and effect of flow on hydrocarbon adsorption units / D. G. Hay // Canadian Oil and Gas Industries. – 1991. – № 12. – С. 47-54.

3 Leland, T.W. The design of hydrocarbon recovery units using solid adsorbents / T.W. Leland, Holms R.E. // Journal of Petroleum Technology, II. – 1992. – № 2. – С. 79-86.

4 Абдрахманова, Г. М. Разработка каталитических систем гидрогенизационных процессов и адсорбентов для осушки нефтяных фракций на основе блочного ячеистого материала : автореф. дис. на соискание учен. степ. канд. техн. наук : / Г. М. Абдрахманова. – М : ГАНГ им. И.М. Губкина, 2006. – 24 с.

5 Абдрахманова, Г. М. Применение высокопористого керамического ячеистого материала для осушки углеродных жидкостей и газов. 3-й международный симпозиум «Нефтяные дисперсные системы». Сборник трудов симпозиума / Г. М. Абдрахманова, Е. А. Чернышева, А. И. Козлов. – М. : «Техника», ТУМА ГРУПП, 2004. – С. 37–38.

6 Анциферов, В. Н. Химические и электрохимические процессы получения высокопористых ячеистых материалов / В. Н. Анциферов [и др.] ; – М. : Изд-во «ВИНИТИ», 1999. – 308 с.

7 Тараканов, Г. В. Влияние температуры на эффективность сепарации газоконденсатных систем различного состава. Вопросы геологии, добычи, транспорта и переработки природного газа. Сборник научных трудов Азерб. Филиала ВНИИГАЗа / Г. В. Тараканов, А. К. Мановян; под ред. Г. В. Тараканова. – Астрахань: Изд-во «АГТУ», 2010. – С. 143–150.

					ВКР.453475.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подп.</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Лиханов И.Д.</i>			<i>Совершенствование технологий осушки углеводородных газов</i>	<i>Лит</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				<i>У</i>	<i>65</i>	<i>69</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>				<i>АмГУ ИКиИН 0107-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

8 Галеев, С. Х. Основы научных исследований : учебное пособие / С. Х. Галеев. – Йошкар-Ола : Изд-во Поволж. гос. техн. ун-та, 2018. – 132 с.

9 Гужель, Ю. А. Процессы и аппараты химической технологии. Массообменные процессы и аппараты: учебное пособие. Часть 3. / Ю.А. Гужель. – Благовещенск : АмГУ, 2020. – 145 с.

10 Илибаев, Р. С. Осушка и очистка природного газа от примесей сероводорода и углекислого газа на обменных формах гранулированных цеолитов А и Х без связующих веществ : дис. канд. техн. наук : 9.02.2012 / Р. С. Илибаев. – Уфа: ООО «ИСХЗК», 2012. – 65 с.

11 Искалиева, С. К. Совершенствование технологии процесса адсорбционной осушки обессеренного газа: дис. канд. техн. наук : 25.04.2012 / С. К. Искалиева. – Астрахань: Изд-во Астрах. университета, 2012. – 118 с.

12 Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А. Г. Касаткин. – 10-е изд., стереотип. и дор. – М. : ООО ТИД «Альянс», 2004. – 453 с.

13 Киселев, М. Р. Адсорбция, тепловое поведение и структура наноструктурированного оксигидрооксидного алюминия. Сборник материалов XIV Всероссийского симпозиума с участием иностранных студентов. Актуальные проблемы теории адсорбции, пористости и адсорбционной селективности / М. Р. Киселев, А. Н. Ходан, А. А. Фомкин. – М. : Изд-во ИФХЭ, 2010. – С. 66-68.

14 Китов, Е. С. Анализ технологий промышленной подготовки природного газа / Е. С. Китов, В. И. Ерофеев, С. Н. Джалилова. – Вестник ТПУ, 2022. – Т. 333. – № 10. – С. 31–38.

15 Кондауров, С. Ю. Совершенствование технологии адсорбционной осушки и отбензинивания природного газа: дис. канд. техн. наук: 18.04.2012 / С. Ю. Кондауров. – СПб: Изд-во СПбГТИ (ТУ), 2012. – 43 с.

16 Кузьменко, Н. М. Влияние степени зауглероживания на адсорбционную емкость синтетического цеолита. / Н. М. Кузьменко, Ю. М. Афанасьев, Н. А. Черномырдина. – М. : Изд-во ВНИИЭгазпром, 2008. – 28 с.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						66
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

17 Васильев, Р. А. Модернизация установки для осушки и отбензинивания газа. / Р. А. Васильев [и др.]. – М. : Химическое и нефтегазовое машиностроение, 2000. – № 11. – С. 17–19.

18 Молчанов, С. А. Разработка процесса осушки и очистки природного сернистого газа силикагелем и цеолитом: дис. канд. техн. наук : 13.02. 2001 / С. А. Молчанов. – М. : ГАНГ им. И. М. Губкина, 2001. – 101 с.

19 Пат. 2146553 РФ М. Кл. В01D 53/18. Распределительное устройство для абсорбционной колонны / Н. Цаблонир, Ф. Мозер. заявл. 16.05.1997, опубл. 15.05.1998. – Бюл. № 8.

20 Пат. 2159663 РФ М. Кл. В 01 Д 53/26. Способ регенерации цеолита процесса осушки и очистки природного газа от сернистых соединений [Текст] / В. В. Николаев [и др.]. заявл. 16.09.99, опубл. 27.11.2000. – Бюл. № 33.

21 Пат. №2203221 РФ, МКИ С 01 В 39/14. Способ получения синтетического цеолита типа А. / В. А. Глухов, Д. Т. Гайнуллин. заявл. 23.09.2002, опубл. 11.08.2003. – Бюл. № 48.

22 Пат. №2203222 РФ, МКИ С 01 В 39/14. Способ получения гранулированного цеолита типа А высокой фазовой чистоты. / В. А. Глухов, А. В. Глухов. заявл. 04.10.2009, опубл. 27.12.2010. – Бюл. № 53.

23 Пат. №2203223 РФ, МКИ С 01 В 39/20. Способ получения синтетического гранулированного фожазита. / В. А. Глухов, Д. Т. Гайнуллин. заявл. 01.04.2007, опубл. 17.11.2008. – Бюл. № 49.

24 Пат. №2203224 РФ, МКИ С 01 В 39/20. Способ получения гранулированного фожазита высокой фазовой чистоты. / В. А. Глухов, А. В. Глухов. заявл. 18.10.2006, опубл. 23.11.2008. – Бюл. № 39.

25 Пат. №2240859 РФ, МКИ В 01 D 53/26. Способ глубокой осушки и очистки углеводородных газов и установка для его осуществления. / А. Ю. Аджиев, А. В. Килинник, Н. П. Морева. заявл. 11.07.2005, опубл. 30.11.2006. – Бюл. № 51.

26 Пат. РФ№ 2705065. Способ адсорбционной осушки и очистки природного газа / Д. А. Медведев [и др.]. (РОСПАТЕНТ). – 2019. – Бюл. № 31.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						67
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

27 Волков, М. М. Справочник работника газовой промышленности / М. М. Волков, А. Л. Михеев, К. А. Конев. – М. : Недра, 1989. – 144 с.

28 Технологический регламент установки осушки и удаления ртути № 1 ТР-1-01-2020, ООО «Газпром переработка Благовещенск», 2020 – 267 с.

29 Григорьева, Н. А. Расчет установки адсорбционной осушки газа Методические указания по выполнению курсового проектирования по курсу Газохимия / Н.А. Григорьева, Ф. Г. Жагфаров. – М.: РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2011. – 11 с.

30 Рейхсфельд, В. О. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетических каучуков / В. О. Рейхсфельд, Л. Н. Еркова. – Ленинград: Химия, 1965. – 438 с.

31 Осинина, О. Г. Определение физико-химических и тепловых характеристик нефтепродуктов, углеводородов и некоторых газов / О. Г. Осинина. – М.: Химия, 1986. – 156 с.

32 Канунников, И. П. Расчет линейных участков магистрального газопровода на стационарном режиме работы: методические указания к курсовой работе / И. П. Канунников, В. П. Показеев. – Самара: Изд-во Самарского университета, 2017. – 57 с.

33 Разработка технических рекомендаций по повышению эффективности работы блока осушки природного газа У-74. (заключительный). П-12/04 Рук. Пивоварова Н.А. , исп. Кулаков А.В., [и др.]. – Отчет НИР. – АНИПИГаз, 2004. – 88 с.

34 Сабитов, Р. А. Основы научных исследований: учеб. пособие / Р. А. Сабитов. – Челябинск : Изд-во Челяб. университета, 2016. – 138 с.

35 Скасарь, Ю. Г. Совершенствование технологии процессов глубокой осушки газа: дис. канд техн. наук: 25.04.2007 / Ю. Г. Скасарь. – М.: РГУНиГ им. Губкина, 2007. – 28 с.

36 Скобло, А. И. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: учебное пособие : 3 -е изд. / А. И. Скобло. – М.: Высшая школа, 2003. – 453 с.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
						68
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		

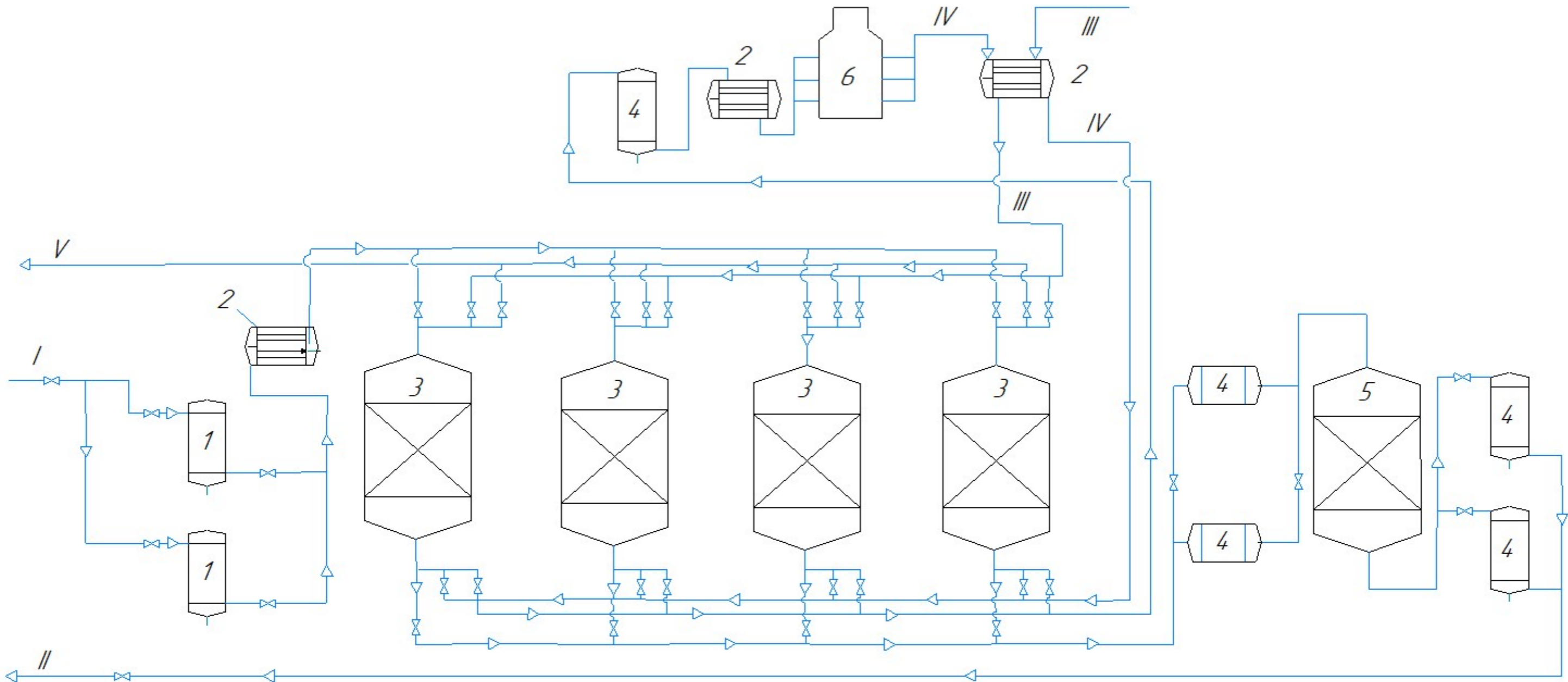
37 Соловьев, Н. Н. Прогноз, поиски и разведка газосодержащих месторождений. Современный взгляд. ВНИИГАЗ на рубеже веков – наука о газе и газовые технологии : сборник научных трудов / Н. Н Соловьев, В. А. Скоробогатов. – М. : ЮОО «ВНИИГАЗ», 2003. – С. 67–73.

38 Технические условия ТУ 2163-003-15285215-2006 «Цеолит NaA-Y формованный» ОАО «Ишимбайского спецхимзавода катализаторов». – 27 с.

39 Федеральный закон «О промышленной безопасности опасных производственных объектов» от 21.07.1997 № 116-ФЗ [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.consultant.ru/document/cons_doc_LAW_15234/ – 16.05.2022.

40 ГОСТ 12.1.007-76. Классификация и общие требования безопасности. 01.01.77. – М. : ИПК Изд-во стандартов, 2008. – 11 с.

					<i>ВКР.453475.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата		69



Позиция	Обозначения	Количество
1	фильтр-сепаратор	2
2	теплообменник	3
3	адсорбер	4
4	фильтр	5
5	ртутный адсорбер	1
6	печь	1

Поток	Обозначение
I	сырьевой газ
II	осушенный газ
III	прямой газ регенерации
IV	обратный газ регенерации
V	газ регенерации

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.		Лиханов И. Д.		
Проб.		Гужель Ю. А.		
Т.контр.				
И.контр.		Родина Т. А.		
Утв.		Гужель Ю. А.		

ВКР.4534.75.180301ТС

Совершенствование технологий осушки углеводородных газов

Лит.	Масса	Масштаб
У		1:1
Лист 1	Листов 1	

Технологическая схема установки осушки и удаления ртути

АМГУ ИЖИИИ 0107-08