


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

Инженерно-физический факультет
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая
технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ

Зав. кафедрой


 Ю.А. Гужель
«28» июня 2021 г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Модернизация установки адсорбционной осушки газа


Исполнитель

студент группы 718-об

 18.06.21 К.А. Ахрименко
(подпись, дата)


Руководитель

доцент, канд. техн. наук

 22.06.21 Ю.А. Гужель
(подпись, дата)


Консультант по безопасности
жизнедеятельности

доцент, канд. техн. наук

 18.06.21 А.В. Козырь
(подпись, дата)

Нормоконтроль

проф., док. хим. наук

 23.06.21 Т.А. Родина
(подпись, дата)

Благовещенск 2021

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

Факультет Инженерно-физический
Кафедра Химии и химической технологии

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

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Ахрименко Кристины Александровны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Модернизация установки адсорбционной осушки газа» утверждена Приказом от 23.04.2021 г № 812-уч

2. Срок сдачи студентом законченной работы 29.06.2021 г.

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки – 4 млрд. м³/год, производительность адсорбера – 260000 м³/ч. Параметры очищаемого газа: плотность при н.у. – 0,760 кг/м³, давление – 5,85 МПа, точка росы газа после осушки – минус 65 °С. Адсорбент – цеолит марки NaA, время работы цеолита – 2,5 года. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная документация и иная документация

4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по методам осушки газа. Характеристика сырья и готовой продукции. Материальный баланс. Описание технологической схемы осушки до и после модернизации. Технологический расчет стадий адсорбции, регенерации и охлаждения; расчет модернизированной установки адсорбционной осушки. Безопасность и экологичность производства

5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки осушки газа до и после модернизации

6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А. В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»

7. Дата выдачи задания 18.05.2021 г.

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

Задание принял к исполнению 18.05.2021 г.

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 70 с., 9 рисунков, 5 таблиц, 36 источников.

ГАЗОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД, ГАЗ, АДСОРБЦИОННАЯ ОСУШКА, ФИЗИЧЕСКАЯ АДСОРБЦИЯ, АДСОРБЕНТ, ТОЧКА РОСЫ, ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ, КРИСТАЛЛОГИДРАТЫ, КОРРОЗИЯ, СИЛИКАГЕЛЬ, ЦЕОЛИТ, УСТАНОВКА, РАСЧЕТ

В работе был произведен подбор и анализ литературы для изучения процесса адсорбционной осушки газа. Проанализированы наиболее эффективные способы модернизации процесса, включая отечественный и зарубежный опыт.

Цель работы – изучение установки адсорбционной осушки газа и способов ее модернизации.

В ходе работы была проанализирована существующая установка адсорбционной осушки газа Астраханского газоперерабатывающего завода, основное оборудование и параметры процесса.

Выполнен технологический расчет установки, обоснована ее модернизация.

Выполнена графическая часть работы, включающая технологическую схему существующей установки осушки и технологическую схему модернизированной установки.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Модернизация установки адсорбционной осушки газа</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>				<i>У</i>	<i>3</i>	<i>70</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						
						<i>АмГУ ИФФ 718-об гр.</i>		

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	5
1 Литературный обзор	6
1.1 Процесс адсорбционной осушки газа	6
1.2 Адсорбенты для процесса осушки газа	12
1.3 Способы модернизации установки адсорбционной осушки газа	18
2 Технологическая часть	27
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	27
2.2 Описание технологической схемы действующей установки	28
2.3 Обоснование модернизации установки	31
2.4 Описание технологической схемы модернизированной установки	33
2.5 Материальный баланс	34
2.6 Технологический расчет существующей установки	37
2.6.1 Процесс адсорбции	37
2.6.2 Процесс регенерации	41
2.6.3 Процесс охлаждения	48
2.7 Технологический расчет модернизированной установки	49
3 Безопасность и экологичность производства	58
3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации установки	58
3.2 Воздействие объекта исследования на окружающую среду	61
3.3 Пожаровзрывоопасность	63
Заключение	66
Библиографический список	67

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>		
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>			
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>			<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>			У	4	70
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ ИФФ 718-об гр.</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>					

ВВЕДЕНИЕ

В последние десятилетия возрастает добыча и переработка природного газа с многокомпонентным составом, включающим жидкие углеводороды, влагу и различные примеси. Даже малое количество влаги усиливает коррозию оборудования, способствует появлению газовых гидратов, понижает калорийность горючих газов. Исходя из этого, основным нормируемым показателем газа является влагосодержание.

Высокоэффективным процессом осушки газа сложного химического состава является адсорбционный. Вне зависимости от многолетней эксплуатации адсорбционных установок, им требуется модернизация.

Таким образом, исследования, способствующие разработке решений по повышению эффективности процесса адсорбционной осушки, являются важной и актуальной задачей.

Целью бакалаврской работы является изучение установки адсорбционной осушки газа и способов ее модернизации.

Для реализации цели были поставлены следующие задачи:

- 1) изучить процесс адсорбционной осушки газа, его технологическую схему;
- 2) рассмотреть виды сорбирующих материалов;
- 3) проанализировать существующие способы модернизации установки адсорбционной осушки газа;
- 4) выполнить расчет установки и обосновать ее модернизацию;
- 5) ознакомиться с требованиями безопасности и охраной окружающей среды на газоперерабатывающем предприятии.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>			<i>Модернизация установки адсорбционной осушки газа</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				<i>У</i>	<i>5</i>	<i>70</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ ИФФ 718-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Процесс адсорбционной осушки газа

По прогнозам экспертов к 2040 году доля природного газа в балансе первичных энергоресурсов возрастет с 23,1 % до 25,3 %, а доля нефти сократится с 31,5 % до 27,5 %, угля – с 26,7 % до 19,7 %. Важность газа, как экологически чистого вида топлива, возрастает [1].

В последние десятилетия возрастает добыча и переработка природного газа из газоконденсатных месторождений с многокомпонентным составом, в составе которых помимо жидких углеводородов есть посторонние примеси.

Помимо этого, в пластовых условиях газ всегда контактирует с водой. Влажосодержание в газе зависит от давления, температуры и состава: чем выше температура контакта газа с водой, тем больше паров воды содержит природный газ; увеличение содержания в газе тяжелых углеводородных компонентов, углекислого газа и сероводорода увеличивает присутствие воды, а присутствие азота – уменьшает [2].

Одной из основных нормируемых характеристик при подготовке природного газа является его влажосодержание, характеризующее «точкой росы». Чем ниже температура, до которой охлаждается газ при транспортировке и переработке, тем более жесткие требования предъявляются к его точке росы [3].

При обработке и транспортировании газа, при понижении температуры в системе происходит образование водного конденсата, который, в свою очередь, с компонентами природного газа образует газовые гидраты. Газовые гидраты – твердые кристаллические соединения, где газовые молекулы заполняют пустоты кристаллической решетки молекул воды. Один объем воды в таком состоянии связывает от 70 до 300 объемов газа. Гидраты, концентрируясь в газопроводах,

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>			<i>Модернизация установки адсорбционной осушки газа</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				<i>У</i>	<i>6</i>	<i>70</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ ИФФ 718-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

уменьшают их сечение, снижают эффективность технологических установок, а иногда приводят к аварийным остановам. Влага в газе усиливает коррозию оборудования, а также снижает калорийность горючих газов.

Повышение требований к товарному газу и его транспортировке в однофазном состоянии, разнообразие физико-химических свойств адсорбентов и их избирательность, – все это повышает перспективность адсорбционных процессов.

Для них характерны отсутствие жидкой фазы и коррозионноактивных флюидов, низкий удельный расход адсорбента, высокая степень автоматизации процесса, а также высокие экологические показатели.

Адсорбция делится на физическую и химическую, в зависимости от природы взаимодействия извлекаемого компонента с твердым поглотителем. При хемосорбции электроны переходят между адсорбированными молекулами и твердым телом, образуя соединение. Данный процесс осуществляется только в приповерхностном слое молекул или атомов твердого тела. Основным недостатком – сложность регенерации адсорбентов и их утилизация. Физическая адсорбция чаще всего применяется для глубокой осушки и возникает вследствие сил межмолекулярного взаимодействия [4].

Н. А. Шилов разработал теорию адсорбции, согласно которой насыщение адсорбента происходит послойно. Сначала насыщается фронтальный участок слоя, после чего поток газа проходит через этот насыщенный участок без изменения, а область поглощения перемещается в направлении движения газа. При полном насыщении всего адсорбента происходит «проскок» компонентов [3].

Для процессов осушки возможны статические и динамические условия. Статические условия используются для поддержания заданной влажности в герметичных объемах, консервации оборудования. Динамические условия характерны для промышленности, при которых происходит пропускание потока газа через неподвижный слой адсорбента.

Для осушки газов в промышленных установках чаще всего применяются силикагель и цеолиты. Силикагели применяются при высокой исходной относительной влажности (от 20 % до 100 %). Связано это с наличием высоких значений объемов и размеров сорбирующих пор. Цеолиты применяются при низких значениях влажности, связано это с сравнительно малыми размерами пор. Также, силикагели целесообразно применять в промышленной подготовке газов, т.к. с их помощью возможно проводить осушку до не очень глубокой точки росы 0 °С [5].

Осушку до точки росы минус 70 °С и ниже проводят, используя цеолиты, имеющие высокую сорбционную емкость по воде. Этот процесс используют для подготовки газа к сжижению и низкотемпературной переработке.

Основной установкой является адсорбер, работа которой делится на три периода: осушка газа, регенерация и охлаждение адсорбента. Регенерацию адсорбента проводят горячим газом. Используют либо часть осушаемого (или осушенного) газа, либо сторонний инертный газ. Для схем регенерации установок характерны открытые и закрытые циклы [6].

При открытом цикле (рисунок 1) осушку производят в адсорбере 2, при этом часть исходного газа проходит последовательно через адсорбер 4 на стадии охлаждения, а после нагрева – через адсорбер 5 на стадии регенерации. После охлаждения газа регенерации и удаления из него влаги в сепараторе 1 поток газа смешивают с исходным. В иной схеме с открытым циклом (рисунок 2) охлаждение адсорбера 4 ведут частью осушенного газа. Выходящий из адсорбера 4 поток объединяют с основным потоком газа после осушки.

В установках с закрытым циклом (рисунок 3) на этапе регенерации (адсорбер 5) десорбция влаги происходит путем пропускания через адсорбент горячего газа, который циркулирует в замкнутом контуре благодаря газодувке. Часть осушенного газа используют для охлаждения адсорбера 2. Для открытого цикла характерны сравнительно высокие степени осушки, малые габариты и эффективность рекуперации тепла. В схемах с закрытым циклом капиталовложения и эксплуатационные расходы выше, но работают они стабильнее [5].

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		8

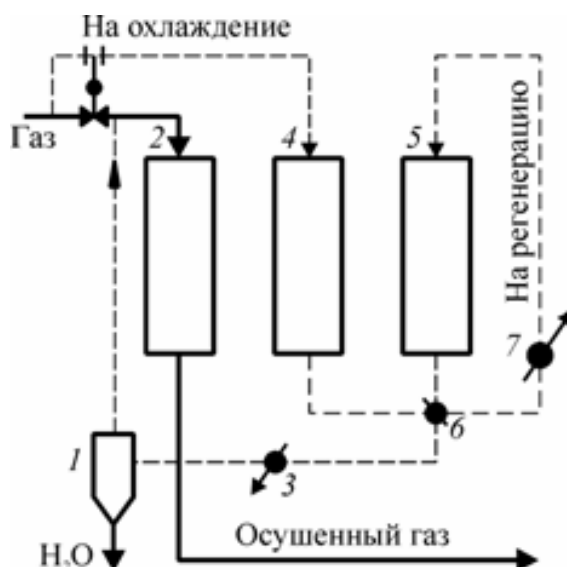


Рисунок 1 – Схема с открытым циклом при охлаждении осушенным газом:

- 1 – сепаратор; 2 – адсорбер на стадии осушки; 3 – холодильник;
 4 – адсорбер на стадии охлаждения; 5 – адсорбер на стадии регенерации;
 6 – теплообменники; 7 – нагреватель

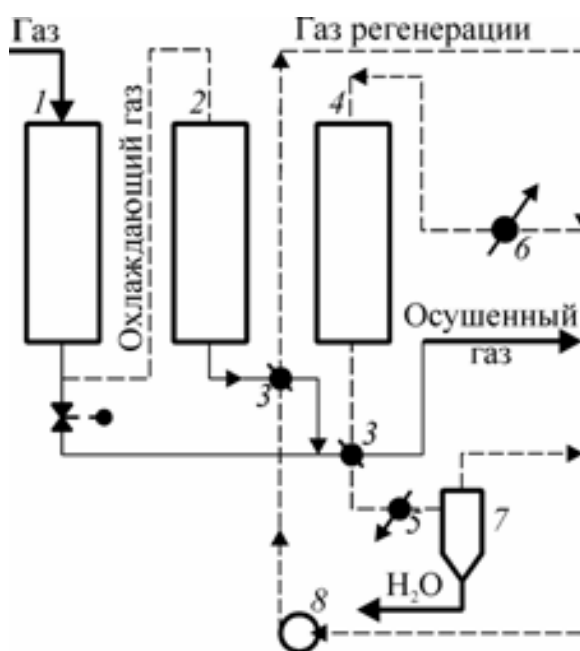


Рисунок 2 – Схема с открытым циклом

при последовательности стадий охлаждение-нагрев:

- 1 – адсорбер на стадии осушки; 2 – адсорбер на стадии охлаждения;
 3 – теплообменники; 4 – адсорбер на стадии регенерации; 5 – холодильник;
 6 – нагреватель; 7 – сепаратор; 8 – газодувка

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.171043.180301.ПЗ

Лист

9

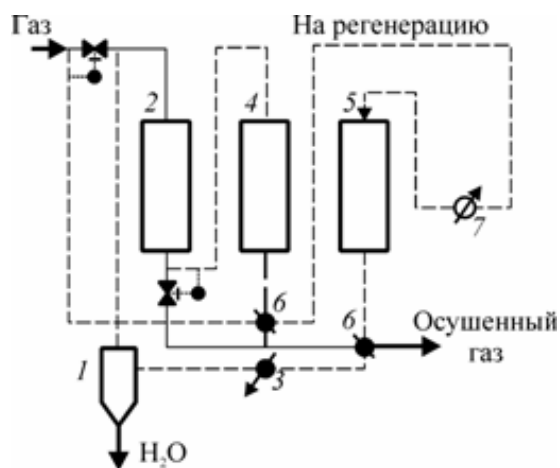


Рисунок 3 – Схема установки осушки газов с закрытым циклом греющего газа:

- 1 – сепаратор; 2 – адсорбер на стадии осушки; 3 – холодильник;
 4 – адсорбер на стадии охлаждения; 5 – адсорбер на стадии регенерации;
 6 – теплообменники; 7 – нагреватель

Основной недостаток установок со стационарным слоем адсорбента – периодичность процесса в отдельном аппарате. Для выдержки графика работы установки, а также экономии тепла, продолжительность рабочего цикла адсорбера принимают равной нескольким часам. Поэтому загрузка адсорбента превышает его активную часть в зоне массообмена. Вследствие этого адсорберы имеют большое гидравлическое сопротивление, из-за чего возникает повышенный расход электроэнергии и ограниченная пропускная способность.

В схемах короткоцикловой адсорбции данные недостатки исправлены. Их отличительная особенность – высокой производительность, компактность, и быстрота смены стадий. Адсорбентом используют силикагель. Изначально, установки использовали только для осушки природного газа, а также для предотвращения образования гидратов в газопроводах. Позже было установлено, что вместе с влагой выделяются также углеводороды бензинового ряда, после чего в установках стали совмещать обе функции – осушку и отбензинивание. Следовательно, возросло число извлекаемых компонентов, при тех же габаритах и загрузки адсорберов, что привело к сокращению продолжительности стадии периодического процесса [6].

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.171043.180301.ПЗ

Лист

10

В зарубежной литературе данный метод именуется как PSA (pressure swing adsorption – короткоцикловая безнагревная адсорбция). Схемы короткоцикловых установок просты, а сами установки предназначены для переработки небольшого объема газа до 700 тыс. м³/сут. Продолжительность каждой стадий процесса составляет от 30 до 60 минут. Данный метод является относительно новым и прогрессивным. Его особенность в том, что циклы адсорбции и десорбции проводятся при одной и той же температуре, но парциальное давление адсорбирующихся компонентов при адсорбции больше, чем при десорбции [7].

Метод TSA (temperature swing adsorption) – классический метод проведения адсорбционных процессов в циклах адсорбции–десорбции при различных температурах. В цикл входят стадии адсорбции, нагрева слоя адсорбента, десорбции и стадия охлаждения. Необходимость нагревания и охлаждения осложняет использование метода и является главным недостатком. На установках осушки Оренбургского и Астраханского газоперерабатывающих заводах (ГПЗ), Оренбургском гелиевом заводе именно этот метод применяется чаще всего [8].

Главное преимущество процессов PSA перед TSA – устранение стадий нагрева и охлаждения адсорбера, требующих больших затрат времени и энергии.

В целях избежания образования кристаллогидратов на месторождениях Крайнего Севера, разработан процесс с использованием цеолитов, работающий по двухфазному циклу. Достоинства процесса в том, что стадия охлаждения адсорбента отсутствует после регенерации, так как газ осушается при повышенных температурах. К тому же в сжатом природном газе небольшое содержание паров воды, поступая в горячий адсорбер, осушаемый газ одновременно выполняет функции хладагента. Данные установки характеризуются простотой управления процессом. Каждые 2-4 года цеолиты подлежат замене [9].

В мировой практике получила распространение технология одновременной осушки и отбензинивания газа, с целью выделения этана и более тяжелых углеводородов. Используется метод низких температур от минус 80 °С до минус 100 °С с получением необходимого холода путем применения различных

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		11

холодильных циклов и расширения газа в турбодетандере. На новых ГПЗ строят комбинированные установки, где все основные процессы скомбинированы в одном блоке. Такие технологические решения на стадии подготовки газа могут существенно повысить рентабельность [10].

Как упоминалось ранее, в последние десятилетия значительно возросли объемы добычи и переработки газа, содержащие кислые компоненты, а также различные сернистые соединения. Поэтому при выборе способа осушки, зависящего от состава сырья, количества влаги, давления и температуры газа, выбирают адсорбент, обеспечивающий наивысшее качество товарного газа при высоких технико-экономических показателях.

1.2 Адсорбенты для процесса осушки газа

На промышленных установках применяются адсорбенты, имеющие следующие свойства:

- достаточная поглотительная способность, зависящая от величины поверхности и объема пор;
- глубина поглощения влаги, зависящая от размера пор;
- полнота и простота регенерации;
- механическая прочность – не должны разрушаться под действием влаги;
- прочность от истираемости – не измельчаются от движения газа в слое;
- стабильность показателей при многоцикловой работе.

По химическому составу адсорбенты делятся на углеродные и неуглеродные. К углеродным относятся активированные угли, углеродные волокнистые материалы, а также некоторые виды твердого топлива. Неуглеродные адсорбенты – силикагели, цеолиты, алюмогели, активный оксид алюминия и глинистые природные силикаты [11].

Активированными углями называют пористые углеродные сорбенты. Их физико-химические свойства определяются характером связи зерен между собой в частице угля, взаимным расположением этих частиц, образующих вторичную пористость. Качество угля определяется, как видом исходного сырья, так и

условиями его переработки. Активированный уголь – единственный гидрофобный тип промышленных адсорбентов, что задает его широкое использование для очистки влажных газов и сточных вод, рекуперации паров, в качестве основы катализаторов и химических поглотителей. Активность угля по воде незначительна [12].

Одним из наиболее распространенных минеральных адсорбентов в промышленности является силикагель – продукт обезвоживания геля кремниевой кислоты, промытый от примесей, высушенный и прокаленный. Внешне силикагель является твердыми зернами: матовые или прозрачные, светло-коричневые или бесцветные. Выпускается в форме таблеток, шариков или кусочков неправильной формы, с размером зерна от 0,2 до 7,0 мм. Силикагели хорошо адсорбируют углеводороды. Легкие углеводороды до бутана полностью десорбируются при регенерации, пентаны и более тяжелые – неполностью, ненасыщенные – полимеризуются, что понижает адсорбционную активность [13].

На промышленных установках, для осушки наиболее эффективны мелкопористые силикагели марки КСМ. Их преимущество в наибольшей адсорбционной емкости в сравнении с другими марками, способствует низкой степени осушки, а также обладает высокой механической прочностью от истирания, однако при наличии капельной влаги быстро измельчается. Такой адсорбент был предусмотрен по проекту на Миннибаевском ГПЗ, степень осушки достигала минус 40 °С, что не отвечало требованиям очистки на установке, происходило разрушение силикагеля. Для повышения глубины осушки была разработана технология, подразумевающая применение смешанного трехслойного сорбента, в составе которого присутствовал алюмогель, силикагель и синтетический цеолит в пропорциях 1:7:1 [14].

Основные преимущества силикагелей по сравнению с другими гидрофильными сорбентами:

– низкие энергозатраты, по сравнению с регенерацией других сорбентов (цеолитов), а также низкая температура регенерации (от 110 °С до 200 °С);

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		13

– дешевизна при крупнотоннажном производстве.

Основными недостатками является то, что они разрушаются под действием капельной влаги, хорошо адсорбирующие гликоли, масла, а также ингибиторы в процессе регенерации образуют смолистые соединения, которые закупоривают поры сорбента. H_2S и CO_2 сорбируются силикагелем, но вытесняются в последующем водой, полностью регенерируя. Нагрев силикагеля выше $220\text{ }^\circ\text{C}$ приводит к деструктивным изменениям поверхности и стремительному падению активности [15].

Молекулярные сита (цеолиты) – самые перспективные адсорбенты, применяемые в процессах осушки. Они могут быть разделены на две категории: природные и синтетические.

Природные цеолиты – алюмосиликаты, в составе которых находятся окислы щелочных и щелочноземельных металлов, отличающиеся регулярной кристаллической структурой пор, которые при обычных условиях заполнены водой. Промышленным путем получают искусственные цеолиты марок KA, NaA, CaA, NaX, CaX. Первая часть марки – название катиона, вторая – тип структуры [16].

Общая формула цеолитов выглядит следующим образом:



где M – катион, имеющий валентность «m»;

n – коэффициент, характеризующий тип структуры цеолита;

k – количество молекул воды.

Цеолиты имеют кристаллическую трехмерную каркасную структуру, образованную тетраэдрами SiO_4 и AlO_4 . В природе в качестве катионов выступают Na, K, Ca, реже Ba, Sr и Mg, они покрывают избыточный отрицательный заряд анионной части алюмосиликатного скелета цеолита. При помощи обмена катионами создаются однородные размеры пор в адсорбенте. Также катионы являются адсорбционными центрами, которые определяют

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		14

избирательность. Эти свойства обеспечивают «молекулярное просеивание» отдельных молекул. Сам эффект поглощения основан на физических свойствах улавливаемых молекул: цеолиты селективно удерживают соединения, соответствующие размерам окон молекулярных сит [17].

Строение решетки предопределяет использование природных цеолитов в процессах осушки и разделения веществ. Поры могут быть заполнены водой снова, если из цеолита удалить воду, так как решетка цеолита стремится восстановить максимальное содержание влаги.

В промышленности используются синтетические цеолиты, полученные гидротермальной кристаллизацией щелочных алюмосиликагелей. В процессе кристаллизации гидрогель превращается в мелкодисперсный порошок, который после промывки гранулируется с добавлением глины – связующее вещество [18].

Существуют различные классификации цеолитов. Классификация цеолитов Р. М. Баррера по молекулярно-ситовому действию, показывает, какие молекулы по своим размерам могут адсорбироваться цеолитами того или иного типа. Классификация по структурному принципу была предложена Дж. В. Смитом, а позже В. М. Мейером. Классификация цеолитов приведена в таблице 1 [3].

Таблица 1 – Классификация цеолитов

Классификация России	КА	NaA	CaA	NaX	CaX
Классификация США	3A	4A	5A	10X	13X
Диаметр входного окна, нм	0,3	0,4	0,5	0,8	0,9

Цеолит типа А относится к низкокремнистой форме, в которой отношение SiO_2/Al_2O_3 не более 2, а диаметр входного окна колеблется от 0,3 до 0,5 нм.

Цеолит NaA сорбирует компоненты газа с размерами молекул не более 0,4 нм: H_2O , H_2S , CS_2 , CO , CO_2 , NH_3 , CH_4 , C_2H_4 , CH_3OH , но не адсорбирует пропан и органические соединения с числом атомов углерода больше 3.

Цеолит CaA сорбирует углеводороды и спирты нормального строения, метил- и этилмеркаптаны. Применяется в сероочистке, так как стоек в кислой среде.

Цеолит типа X кислотостойкий, имеет мольное отношение $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ от 2,2 до 3,3. Такие цеолиты поглощают большинство компонентов сложных смесей, так как имеют широкие входные окна и действуют по принципу избирательной адсорбции: все типы углеводородов, вода, диоксид углерода, органические соединения серы, меркаптаны, аммиак, метанол, бензол, толуол, галогензамещенные углеводороды. Поэтому наряду с осушкой газа можно извлечь тяжелые углеводороды (C_{5+}). Цеолит NaX устойчив при изменениях влажности и скорости потока газа, что принципиально в промышленных условиях [19 ; 20].

Цеолит типа Y имеет схожее строение с типом X, в ячейке которых присутствует в два раза меньше катионов и тетраэдров AlO_4 . Соотношение $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ выше, чем у других цеолитов, – от 3,1 до 6, что характеризует их повышенную термостойкость, кислотостойкость и каталитическую активность [17].

Цеолит типа E относится к группе шабазита. Натриевая форма имеет состав: $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{SiO}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Кальциевая форма, получаемая в результате ионного обмена цеолита E, и цеолит NaE применяются как эффективные адсорбенты для криовакуумной техники [19].

Пентасилы (типа ZSM-5, ультрасил) – цеолиты с высоким содержанием алюмосиликатов, отношение $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ около 42, используются в качестве катализаторов. Высокое содержание позволяет отделять органику от газов, жидкие потоки, содержащиеся в воде и использовать в процессах ароматизации [20].

БЕТА цеолиты – высококислотные цеолиты, отношение $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ около 75, используются как катализаторов в реакциях алкилирования и изомеризации.

Основными производителями цеолитов являются «Union Carbide Corporation» (США), «TOSOH» (Япония), «Сеса», «Lurgi» (Франция), ООО «Салаватнефтеоргсинтез», ООО «Нижегородские сорбенты», «Ишибайский завод катализаторов» (Россия).

Многообещающим направлением в развитии является переход от зернистых сорбентов к блочным сотовой и ячеистой структуры. Блочные сотовые структуры на сегодняшний день находятся на стадии разработок и опытно-

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
						16
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

промышленных испытаний в процессах осушки и очистки газов, применяются в виде основы для катализаторов дожигания выхлопных газов, в химических реакциях [20].

Сплошной слой, состоящий из блоков сотовой структуры и образующий массив однотипных параллельных каналов приводит к следующим преимуществам: улучшение режима процесса за счет равномерного распределения массы и теплообмена по сечению аппарата, из-за совпадения размеров и свойств каналов; снижение гидравлического сопротивления слоя сорбента; уменьшение степени истирания, уплотнения слоя или появления байпасов, облегчит условия загрузки; увеличит коэффициент использования внутренней поверхности.

Данные виды адсорбентов при изготовлении могут обладать большим разнообразием формам и размеров каналов и перегородок между ними, хотя предпочтение отдано каналам квадратного сечения. Экспериментально доказано, что гидравлическое сопротивление регулярного слоя ниже зернистого [19].

Другие виды адсорбента – высокопроницаемые пористые ячеистые материалы (ВПЯМ), особый класс пористых проницаемых материалов, характеризующийся специфичной структурой. Получают путем нанесения вещества (металлов, оксидов, карбидов) на поверхность органической матрицы, служащей структурообразователем, с последующим спеканием и удалением матрицы используя термодеструкцию [20].

Одно из наиболее важных свойств ВПЯМ, определяющее области их применение и условия эксплуатации – прочность. В общем случае прочность падает при увеличении диаметра ячейки и плотности материала. Усадка ВПЯМ зависит от температуры термообработки. При возрастании температуры выше 600 °С наблюдается повышение усадки материала. Ограничивает данный процесс только деформация сетчато-ячеистого каркаса и плавление образца. Немаловажным фактором является и то, что керамические материалы отличаются повышенной стойкостью к кислотам и щелочам, а также коррозии. Особенность строения ВПЯМ приводит к высокой степени газопроницаемости и в то же время

дают возможность создания каналов любого сечения, меняя толщину материала и диаметр ячейки [19].

Технология изготовления ВПЯМ позволяет регулировать различные характеристики, такие как: плотность, размер пор, механические и физико-химические свойства. Уникальный комплекс свойств позволяет рассматривать ВПЯМ как перспективные материалы для фильтрации горячих воздушных потоков и расплавов металлов, изготовления адсорбентов и элементов теплозащиты, а также носителей катализаторов.

1.3 Способы модернизации установки адсорбционной осушки газа

Несмотря на многолетнюю успешную эксплуатацию адсорбционных установок, обеспечивающих все требования по содержанию регламентированных примесей в осушаемом газе, в последнее время у них появился один существенный недостаток – высокая себестоимость очистки. Это объясняется большим расходом энергии на регенерацию цеолитов, проводимую при температуре от 310 °С до 330 °С, и необходимостью частой замены цеолитов из-за дезактивации, вызванной их закоксовыванием за счет деструкции различных примесей осушаемого газа.

Из-за снижения адсорбционной емкости цеолита при проведении многократно процессов адсорбции и регенерации требуется постоянная корректировка режима работы установки. Для увеличения срока службы адсорбента были испытаны различные мероприятия: увеличение загрузки цеолита, применение резервных адсорберов, двухступенчатая регенерация цеолита, применение перфорированной распределительной трубки для равномерного распространения поступающего в адсорбер газа, обработка растворителями для экстракционной очистки и другие. Некоторые решения используются в настоящее время на ГПЗ, но они недостаточно эффективны, из-за чего есть острая необходимость для поиска способов усовершенствования процессов адсорбционной осушки газа [22].

Ниже представлены способы модернизации установки адсорбционной осушки газ. Модернизацию процесса осушки можно проводить с использова-

нием дополнительного оборудования, с изменением технологической схемы, а также технологических параметров.

1) Запатентована схема адсорбционной осушки газа, состоящее из двух или более адсорберов. Схема предложенного способа модернизации представлена на рисунке 4. Задачей модернизации является упрощение технологической схемы, уменьшение металлоемкости, пожаро- и взрывоопасности, сокращение энергопотребления установки и количества выбросов парниковых газов и вредных веществ в атмосферу [23].

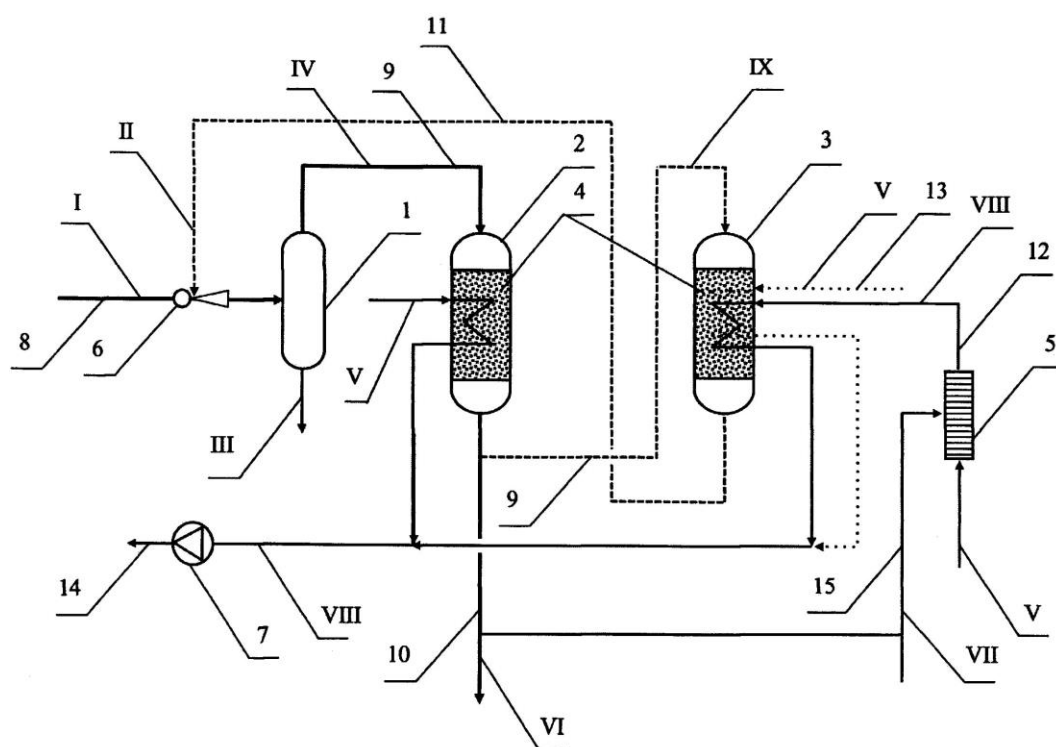


Рисунок 4 – Схема осушки газов и устройство для ее осуществления:

I – осушаемый газ; II – газ регенерации; III – механические примеси;
 IV – отсепарированный газ; V – воздух для охлаждения; VI – осушенный газ;
 VII – горючий осушенный газ или топливо; VIII – воздух для нагрева; IX – осу-
 шенный газ для вытеснения паров воды; 1 – сепаратор; 2,3 – адсорбер; 4 – ад-
 сорбент; 5 – каталитический нагреватель; 6 – эжектор; 7 – газодувка

На предлагаемой установки осушка газа осуществляется по следующему принципу. Влажный газ I, идущий на установку адсорбционной осушки

смешивают с газом регенерации II при помощи эжектора 6 и направляют в сепаратор 1 для отделения конденсата и механических примесей III. Очищенный газ IV идет на осушку в адсорбер 2 со спирально-радиальными теплообменными элементами. В эти элементы для охлаждения адсорбента 4 подают воздух V при помощи газодувки 7. После прохождения влажного газа сверху вниз он осушается VI и выводится с установки. Для обеспечения непрерывности процесса после проскока влаги для осушки подключают второй адсорбер 3, а в первом адсорбере 2 происходит регенерация адсорбента.

Для регенерации адсорбента во втором адсорбере 3, подают в теплообменные элементы нагретый воздух VIII при помощи каталитического нагревателя 5. После подогрева адсорбента вытесняют пары воды из пространства адсорбера 3 с помощью части осушенного газа IX. После вытеснения паров, подачу осушенного газа прекращают и производят охлаждение адсорбента при помощи атмосферного воздуха V, подаваемого в теплообменные элементы через газодувку 7. После охлаждения до температуры адсорбции аппарат переключают в режим ожидания. Отработанный атмосферный и нагретый воздух выводят с установки.

Газ регенерации II после вытеснения паров воды смешивают с влажным газом I в эжекторе 6, в результате происходит конденсация паров и других десорбированных соединений, которые затем отделяются в сепараторе газа 1.

Каталитический нагреватель работает на топливе, в качестве которого выступает часть осушенного газа VII или другое топливо, если осушенный газ является негорючим.

Технический результат модернизации позволяет:

– охлаждать и нагревать адсорбент без применения влажного и осушенного газа, благодаря чему сэкономить электроэнергию на сжатие газа, поступающего для регенерации и последующего охлаждения адсорбента;

– осуществить косвенный нагрев и охлаждение адсорбента, за счет чего снизить расход осушенного газа (применяется для вытеснения паров воды уже нагретого десорбированного адсорбента);

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		20

– снизить расход осушенного циркулирующего газа, идущего на регенерацию адсорбента, благодаря чему исключить компрессор со схемы;

– исключить со схемы компрессор, сепаратор газа регенерации, печь огневого нагрева и воздушный холодильник, тем самым упростив установку и уменьшив металлоемкость;

– уменьшить пожаро- и взрывоопасность установки, исключить выбросы окислов азота и оксида углерода в атмосферу за счет применения каталитического нагревателя воздуха.

Технический результат модернизации достигается тем, что:

– каждый адсорбер содержит теплообменные элементы, которые располагаются в слое адсорбента;

– имеется линия подачи теплоносителя, в качестве которого выступает нагретый воздух с помощью каталитического нагревателя, к которому подведена линия подачи топлива, также имеется линия подачи хладагента (атмосферного воздуха) в блоки теплообменных элементов;

– предусмотрен эжектор на входе установки с линиями подачи влажного газа и газа регенерации.

В данной установке используется цеолит композитного типа, в состав которого входит 30 % хлорида кальция на пористой матрицы алюмосиликата. Данный цеолит работает при температурах адсорбции до 50 °С и регенерации – 150 °С, обеспечивая требуемую степень осушки. Это позволяет уменьшить длительность стадий охлаждения и регенерации адсорбента, снизить его загрузку и металлоемкость установки.

2) Запатентован адсорбер (рисунок 5), который состоит из вертикального цилиндрического корпуса, по оси которого проходит труба. Концы этой трубы являются патрубками для подачи газа. Предлагаемая модернизация позволяет снизить металлоемкости аппарата [24].

Адсорбер состоит из цилиндрического корпуса 1 диаметром от 3 до 4 м, по оси которого проходит труба 4. Часть трубы 4, ограниченная перегородками 7,

перфорированная. Внутри корпуса 1 установлена перфорированная обечайка 6, между ней и трубой 4 имеются сплошные перегородки 7, делящие корпус 1 на несколько полостей. Полости между перегородками и стенками корпуса, а также отрезок трубы 4 заполнены муллитом 10. Силикагелем 11 заполнена полость внутри перфорированной обечайки 6.

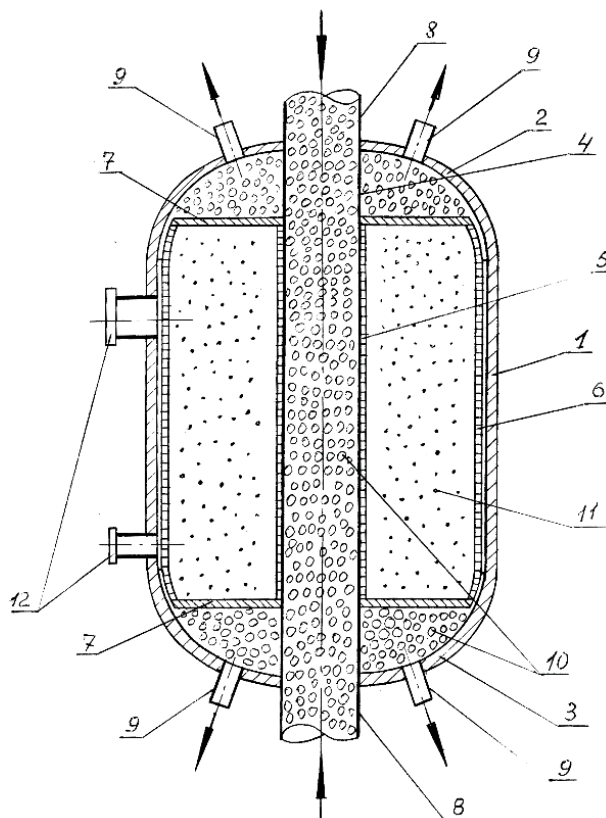


Рисунок 5 – Адсорбер для осушки газа:

- 1 – цилиндрический корпус; 2, 3 – стенка корпуса; 4 – отрезок трубы;
 5 – перфорация; 6 – перфорированная обечайка; 7 – сплошные перегородки;
 8 – штуцер для ввода газа; 9 – штуцер для вывода газа; 10 – муллит;
 11 – силикагель; 12 – люки для выгрузки и загрузки адсорбента

Масса предлагаемого адсорбера составляет от 45000 до 50000 кг, что в 1,8 раза меньше, чем у аналогичного устройства фронтального типа при той же производительности. Это значит, что затраты на транспортировку, изготовление и монтаж адсорбера ниже. Также снижена высота аппарата, что влечет за собой снижения затрат при строительстве производственных зданий.

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.171043.180301.ПЗ

Лист

22

Загрузка муллита в данном аппарате составляет от 6000 до 7000 кг, силикагеля – от 35000 до 40000 кг.

Принцип действия адсорбера следующий. Влажный газ через штуцер 8 попадает в аппарат и движется по трубе 4 сверху вниз. Газ движется последовательно сначала через слой муллита, заключенный в трубе 4, затем через слой силикагеля в перфорированной обечайке 6 и слой муллита в полостях между перегородками 7 и стенками корпуса 1.

Гидравлическое сопротивление данного адсорбера составляет около 0,2 МПа. Это способствует увеличению срока службы адсорбента за счет уменьшения динамических нагрузок. С помощью аппарата производится необходимая точка росы, вследствие низкой скорости движения газа.

3) Запатентован способ адсорбционной осушки, который увеличивает экономичность процесса с помощью снижения температуры регенерации адсорбента до 100 °С и повышения его влагоемкости. Адсорбция производится пористым адсорбентом, который состоит из сополимера стирола и дивинилбензола, насыщенного до 35 % полиэфиром, с насыпной плотностью 0,55 г/см³ и размерам гранул от 0,8 до 2,5 мм. Регенерируют адсорбент с помощью осушенного газа или регенерированного полиэфира. Энергетические затраты осушки при данном способе модернизации снижаются на 25 % и увеличивается цикл адсорбции на 30 % [25].

На рисунке 6 изображена схема установки адсорбционной осушки газа. Влажный газ с температурой 40 °С подают в адсорбер 1 сверху вниз через слой адсорбента 4. Осушенный газ выводят снизу в качестве готового продукта. После насыщения адсорбента влагой производят его регенерацию, приостанавливают подачу в адсорбер 1 влажного газа и вводят снизу вверх подогретый в подогревателе 5 осушенный газ. Насыщенный влагой газ выводят через верх аппарата. После регенерации адсорбента пропускают влажный газ, переключая тем самым адсорбер 1 в режим адсорбции. Параллельно с регенерацией адсорбента в первом адсорбере 1, производят осушку газа во втором адсорбере 1'.

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		23

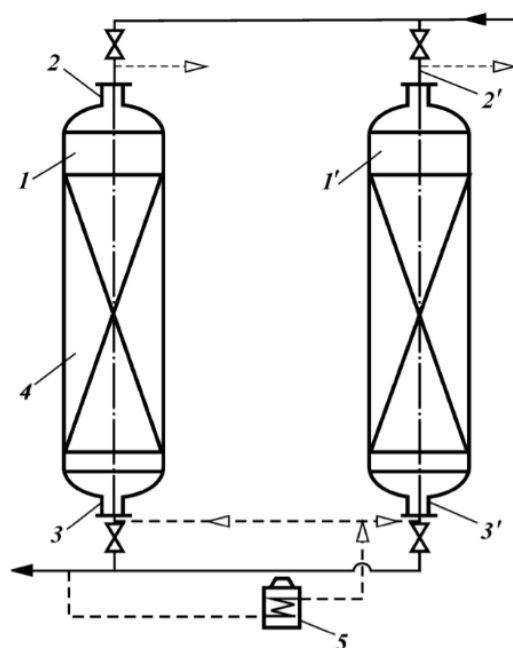


Рисунок 6 – Схема установки адсорбционной осушки газа:

1, 1' – адсорбер; 2, 2' – верхний штуцер; 3, 3' – нижний штуцер;

4 – адсорбент; 5 – подогреватель

Основным недостатком установки является невозможность достижения глубокой осушки газа и, как следствие, данный способ невозможно применить в северных районах, а также для дальнейших криогенных процессов.

4) Известен адсорбер для проведения короткоциклового безнагревной осушки, содержащий цилиндрический корпус с теплообменным устройством в виде трубчатой спирали. Его наличие не допускает конденсацию и замерзание десорбируемой влаги, за счет обеспечения подвода тепла к отводимому холодному газу. Устройство размещается в нижней части слоя адсорбента, так как в ней, при сбросе давления в аппарате, будет наибольшая концентрация влаги и наименьшая температура газа. Осушка в данном адсорбере проводится при повышенном давлении, а десорбция – посредством его снижения и удаления влаги с сохранением температуры адсорбции [26].

Устройство для проведения короткоциклового безнагревной адсорбции (рисунок 7) работает по следующему принципу. Осушаемый газ с температурой 30 °С и давлением 5,0 МПа подается в аппарат через штуцер 4 сверху вниз,

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.171043.180301.ПЗ

Лист

24

проходя слой адсорбента 13 (цеолит КА) и поглощая влагу. Осушенный газ выводится снизу аппарата через штуцер 5, проходя слой гравия 12 и колосниковую решетку 11. По завершению процесса осушки аппарат автоматически переключается в режим регенерации адсорбента, благодаря чему в адсорбере падает давление до 0,2 МПа.

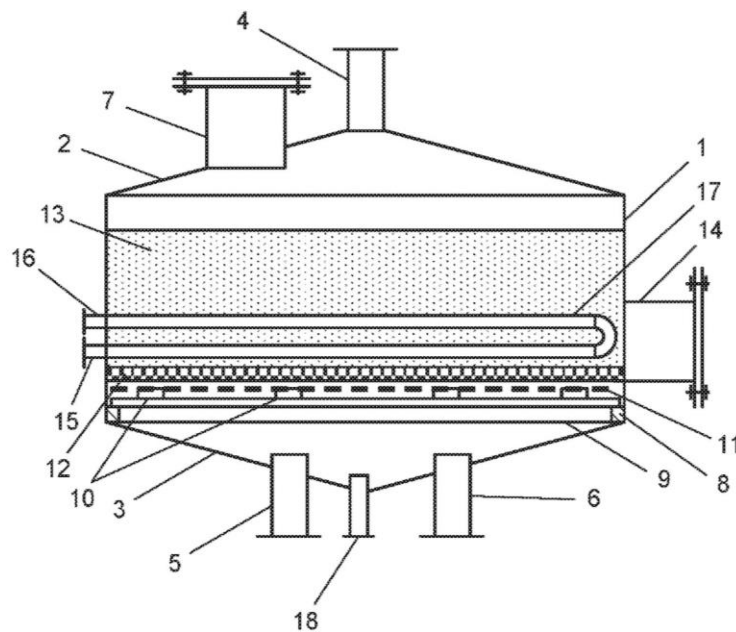


Рисунок 7 – Общий вид адсорбера в разрезе:

1 – цилиндрический корпус; 2 – коническая крышка; 3 – коническое днище;
 4 – штуцер для влажного газа; 5 – штуцер для осушенного газа; 6 – штуцер для паров при десорбции; 7 – загрузочный люк; 8 – опорное кольцо; 9 – балка;
 10 – опора; 11 – колосниковая решетка; 12 – слой гравия; 13 – адсорбент;
 14 – разгрузочный люк; 15, 16 – штуцер для ввода и вывода теплоносителя;
 17 – теплообменное устройство; 18 – штуцер для конденсата

При падении давления из аппарата удаляется десорбируемая влага. Во избежание замерзания и конденсации влаги из-за уменьшения температуры газа вследствие его расширения одновременно со штуцером для отвода паров при десорбции 6, открывают клапаны на трубопроводах, для ввода и вывода теплоносителя по штуцерам 15 и 16 в теплообменное устройство 17, что способствует началу регенерации адсорбента. Если условия для конденсации паров

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

ВКР.171043.180301.ПЗ

Лист

25

возникают, то образующийся конденсат стекает в днище 3 и сливается в дренажную систему по штуцеру для отвода конденсата 18. По завершении регенерации автоматически открываются клапаны на трубопроводах, сопряженных со штуцерами для подачи сырого газа 4 и отвода осушенного 5, прекращается подача теплоносителя в адсорбер, и аппарат переводится в режим адсорбции. На установке осушки функционируют два аналогичных адсорбера.

Устройство предотвращает конденсацию влаги и снижает продолжительность стадии сброса давления при регенерации адсорбента с сокращением режимов регенерации и адсорбции, размеров адсорбера и объема адсорбента.

Таким образом, в ходе исследования установлено, что общими тенденциями модернизации установок адсорбционной осушки газа являются:

- использование твердых адсорбентов, в основном силикагелей и цеолита;
- применение установок с двумя или более адсорберами, для переменной работы;
- стремление упростить конструкцию аппарата, повысить степень очистки газа, увеличить его производительность, повысить технологичность (удобство монтажа и сборки) и снизить энергозатраты на осушку газа.

Анализ изученных источников показывает, что, как правило, адсорбционная осушка газа осуществляется в системе двух или более адсорберов, при этом один находится в режиме осушки при умеренной температуре 30 °С, в то время как во втором последовательно реализуют регенерацию адсорбента: его подогрев до температуры десорбции от 200 °С до 350 °С потоком газа-теплоносителя, собственно процесс десорбции с обдувом и последующее охлаждение адсорбента осушенным газом до температуры адсорбции. При этом из-за длительного проведения энергозатратной регенерации увеличивается продолжительность стадии адсорбции, а общая длительность цикла адсорбции–десорбции составляет от 8 до 96 часов, что, в свою очередь, приводит к увеличению размеров адсорберов и объема загружаемого адсорбента. Например, масса цеолита в одном блоке адсорбционной осушки на гелиевых заводах достигает 550 тонн.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		26

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Сырьем установки осушки является обессеренный газ с установки аминной очистки. Основные показатели качества сырья и продукции на действующей установке до модернизации приведены в таблице 2 [21].

Таблица 2 – Основные показатели качества сырья и продукции

Наименование	Показатели качества	Значение
1	2	3
Сырье		
Газ обессеренный	Содержание, не более: диоксида углерода, % об.	0,02
	сероводорода, г/м ³	0,012
Продукция		
Газ горючий, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам (ОСТ 51.40-93)	Точка росы по влаге, °С, не выше	минус 3 (лето) минус 5 (зима)
	Точка росы по углеводородам, °С, не выше	0 (лето) 0 (зима)
	Массовое содержание, г/м ³ , не более: сероводорода	0,02
	меркаптановой серы	0,036
	Теплота сгорания низшая при 20 °С и 101,325 кПа, МДж/м ³ , не менее	32,5
Газ регенерации	Компонентный состав, % об.:	
	вода	0,22
	сероводород	–
	диоксид углерода	0,02
	азот	4,40
	метан	89,30

					ВКР.171043.180301.ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.		Ахрименко К.А.			Модернизация установки адсорбционной осушки газа	Лит.	Лист	Листов
Пров.		Гужель Ю.А.				У	27	70
Н. контр.		Родина Т.А.			АМГУ ИФФ 718-об гр.			
Зав. каф.		Гужель Ю.А.						

Продолжение таблицы 2

1	2	3
	этан пропан бутан пентан углеводороды C ₆₊ меркаптаны	2,88 1,73 0,60 0,49 0,30 0,06
Технологическая вода	Содержание, мг/дм ³ : амин хлоридов углеводородов	до 250 до 10 до 1 000
Углеводородный конденсат	Компонентный состав, % об.: азот метан этан пропан бутан пентан гексан и более тяжёлые углеводороды сернистые соединения Плотность при 20 °С, г/см ³	0,30 24,54 3,35 5,64 5,03 10,52 48,94 1,68 0,65

2.2 Описание технологической схемы действующей установки

Процесс адсорбционной осушки газа предназначен для удаления воды, остаточных сернистых соединений из обессеренного газа с целью достижения требуемых ГОСТом показателей товарного газа.

Осушка обессеренного газа, на газоперерабатывающем заводе ООО «Газпром добыча Астрахань», осуществляется на двух идентичных независимых установках, работающих параллельно [21].

Сырьем установки является обессеренный газ с установок сероочистки кислых газов. Целевым продуктом установки является товарный газ,

соответствующий ГОСТ 5542-87 «Газы горючие природные для промышленного и коммунально-бытового назначения».

Блок осушки состоит из трех адсорберов, работающих попеременно:

- один на адсорбцию;
- один на регенерацию;
- один в стадии ожидания или охлаждения.

На рисунке 8 представлена типичная принципиальная схема установки адсорбционной осушки природного газа.

Влажный обессеренный газ 1 с установки сероочистки, с температурой не более 70 °С и давлением 6 МПа поступает в колонну КП-1 для промывки газа от амина деминерализованной водой. Выше ввода газа расположена насадка высотой в 1 м из колец «Паля» диаметром 0,05 м, изготовленных из нержавеющей стали, предназначенная для увеличения площади контакта газа с водой. Вверху колонны установлен каплеотбойник для улавливания капельной влаги из газа.

Промытый газ 4, выходящий с верхней части колонны КП-1, разделяется на два потока. Один поток газа поступает в трубное пространство теплообменника Т-1, где охлаждается до температуры не выше 25 °С обратным потоком холодного товарного газа. Второй поток идет в блок отбензинивания, где охлаждается до температуры не более 35 °С флегмой деэтанатора. Охлажденный в теплообменниках газ смешивается и одним потоком поступает в трехфазный сепаратор С-1, где происходит отделение сконденсировавшейся воды 2 и жидких углеводородов 8 от газа. Вода 2 из сепаратора С-1 выводится на установку сероочистки, жидкие углеводороды 8 на установку стабилизации, а влажный газ 9 подается на осушку в адсорберы.

Адсорберы А-1, А-2, А-3 работают в циклическом режиме: адсорбция газа, регенерация насыщенного адсорбента, охлаждение, включение в цикл осушки. В качестве адсорбента влаги используются молекулярные сита, загруженные в аппараты в два слоя: крупный цеолит с размерами 3,2 мм (высота слоя 1,3 м) находится в верхней части адсорбера; а мелкий цеолит с размерами 1,6 мм (высота

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		29

слоя 1,5 м), засыпан в нижней части аппарата, общим объемом 19,8 м³. Для предотвращения уноса цеолита снизу и сверху насыпного слоя укладывается слой керамических шаров. Влажный газ проходит сверху вниз слой цеолита, пары воды адсорбируются со снижением их концентрации в осушенном газе.

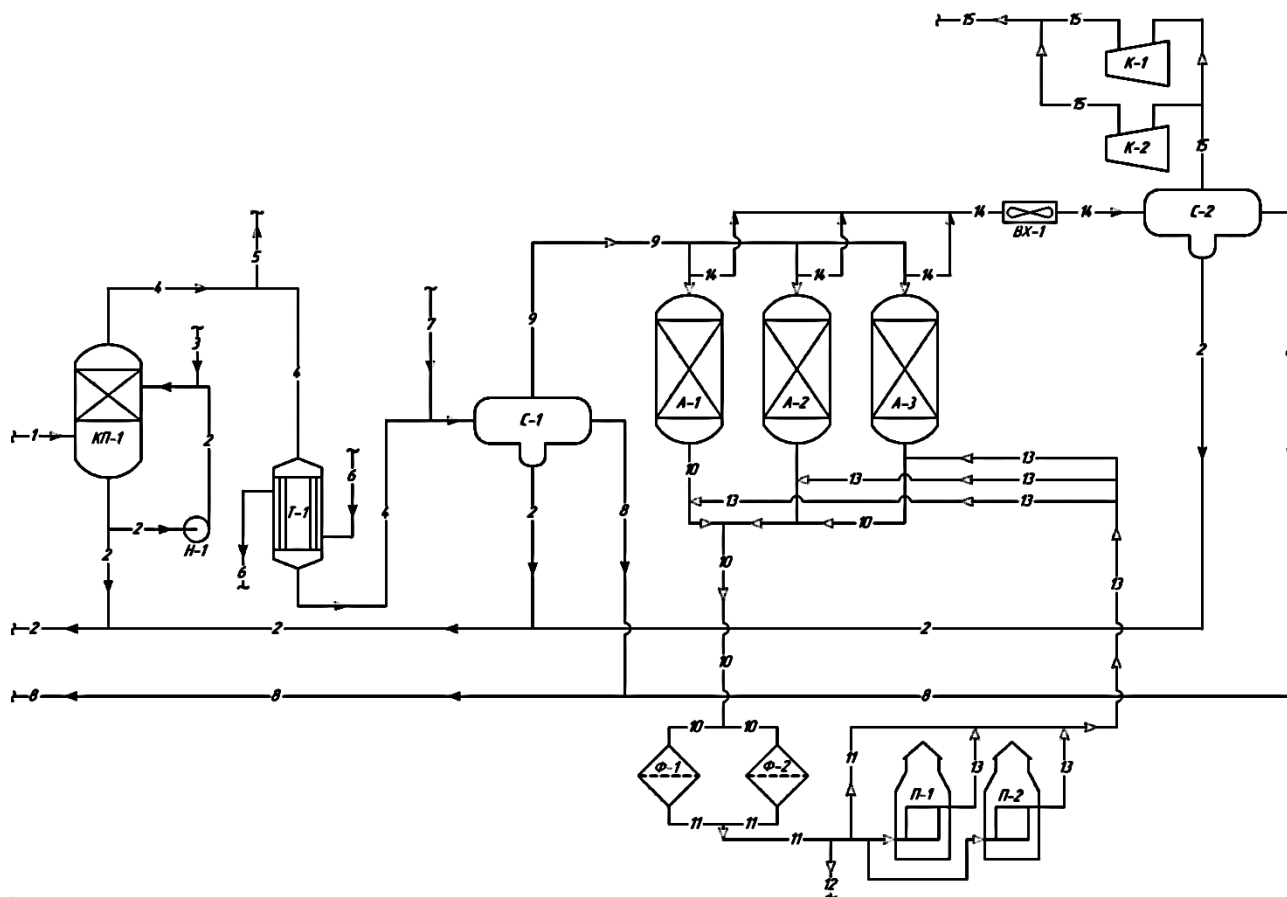


Рисунок 8 – Технологическая схема адсорбционной осушки:

КП-1 – колонна промывки; Н-1 – насос; Т-1 – теплообменник; С-1, С-2 – сепаратор трехфазный; А-1, А-2, А-3 – адсорберы; ВХ-1 – аппарат воздушного охлаждения; К-1, К-2 – компрессор; Ф-1, Ф-2 – фильтр; П-1, П-2 – печь трубчатая; 1 – влажный газ; 2 – водяной конденсат; 3 – деминерализованная вода; 4 – промытый газ; 5 – промытый газ в блок отбензинивания; 6 – товарный газ из блока отбензинивания; 7 – промытый газ из блока отбензинивания; 8 – углеводородный конденсат; 9 – влажный газ на адсорбцию; 10 – осушенный запыленный газ; 11 – осушенный газ; 12 – осушенный газ для переработки; 13 – осушенный газ на десорбцию; 14 – газ регенерации; 15 – газ регенерации на установку аминовой очистки

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

Сухой запыленный газ 10 с низа адсорбера А-1, А-2, А-3 направляется на фильтры Ф-1, Ф-2, где очищается, проходя через фильтрующую насадку из металлической сетки, от пыли цеолита и далее разделяется на два потока. Основной поток осушенного газа поступает на дальнейшую переработку в блок отбензинивания. Второй поток поступает в печи П-1, П-2 для регенерации цеолита.

Регенерация адсорбента делится на две фазы: десорбция и охлаждение. Газ для регенерации 13 проходит змеевик печи П-1, П-2, где его температура повышается до 300 °С и подаётся для десорбции воды и других поглощённых цеолитом компонентов в адсорбер, который находится в режиме нагрева. Далее после выхода с верха адсорбера газ регенерации 14 охлаждается до температуры 50 °С в аппарате воздушного охлаждения ВХ-1, пары воды конденсируются, и образовавшаяся жидкость отделяется от газа в трёхфазном сепараторе С-2. С верха сепаратора С-2 газ регенерации 15 поступает в компрессор К-1, К-2, сжимается и по трубопроводу направляется на установку сероочистки, на эту же установку с низа сепаратора С-2 выводится и подается вода 2. Углеводородный конденсат 8 с сепаратора С-2 выводится на установку стабилизации.

Для охлаждения адсорбента часть осушенного газа 11 отбирается и поступает в один из адсорберов А-1, А-2, А-3 снизу вверх. После выхода из него газ регенерации направляется в печь П-1, П-2 и подается в адсорбер, находящийся в режиме десорбции [27].

2.3 Обоснование модернизации установки

Изменения в схеме модернизированной установки адсорбционной осушки заключаются в том, что исключены следующие единицы оборудования: компрессор, печь огневого нагрева, воздушный холодильник и сепаратор газа регенерации. Также адсорберы оборудованы теплообменными элементами, размещенными в слое адсорбента. Произведена замена печи огневого нагрева на более экологичный аппарат – каталитический нагреватель воздуха. Предусмотрен рецикл газа регенерации, который смешивается с исходным сырьем с помощью эжектора.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		31

Также произведена замена адсорбента NaA на цеолит композитного типа, в состав которого входит 30 % хлорида кальция на пористой матрицы алюмосиликата. Данный цеолит работает при температурах адсорбции до 50 °С и регенерации – 150 °С, обеспечивая требуемую степень осушки газа. Это позволяет уменьшить длительность стадий охлаждения и регенерации адсорбента, снизить его загрузку и металлоемкость установки.

Предлагаемая модернизация позволяет:

– охлаждать и нагревать адсорбент без применения влажного и осушенного газов, благодаря чему сэкономить электроэнергию на сжатие газа, поступающего для регенерации и последующего охлаждения адсорбента;

– осуществить косвенный нагрев и охлаждение адсорбента, за счет чего снизить расход осушенного газа (газ регенерации применяется только для вытеснения паров воды уже нагретого десорбированного адсорбента);

– снизить расход осушенного циркулирующего газа, идущего на регенерацию адсорбента, благодаря чему исключить компрессор со схемы;

– исключить со схемы компрессор, сепаратор газа регенерации, печь огневого нагрева и воздушный холодильник, тем самым упростив установку и уменьшив металлоемкость;

– уменьшить пожаро- и взрывоопасность установки, исключить выбросы окислов азота и оксида углерода в атмосферу за счет применения каталитического нагревателя воздуха.

Данная модернизация не влияет на показатели качества продукции установки, но оказывает влияние на параметры ведения технологического процесса. Она позволяет сократить продолжительность стадий, уменьшить температуру введения регенерации, а также привносит экономию предприятию.

Усовершенствование технологии адсорбционной осушки газа позволяет получить экономический эффект за счет:

– модернизации адсорбера (внедрение теплообменных элементов в слой адсорбента);

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		32

– исключения нескольких единиц оборудования.

Экономический эффект достигается за счет экономии, получаемой от снижения расхода осушенного газа и энергоемкости процесса, а также за счет упрощения установки и снижения ее металлоемкость.

2.4 Описание технологической схемы модернизированной установки

На рисунке 9 приведена модернизированная принципиальная технологическая схема блока осушки.

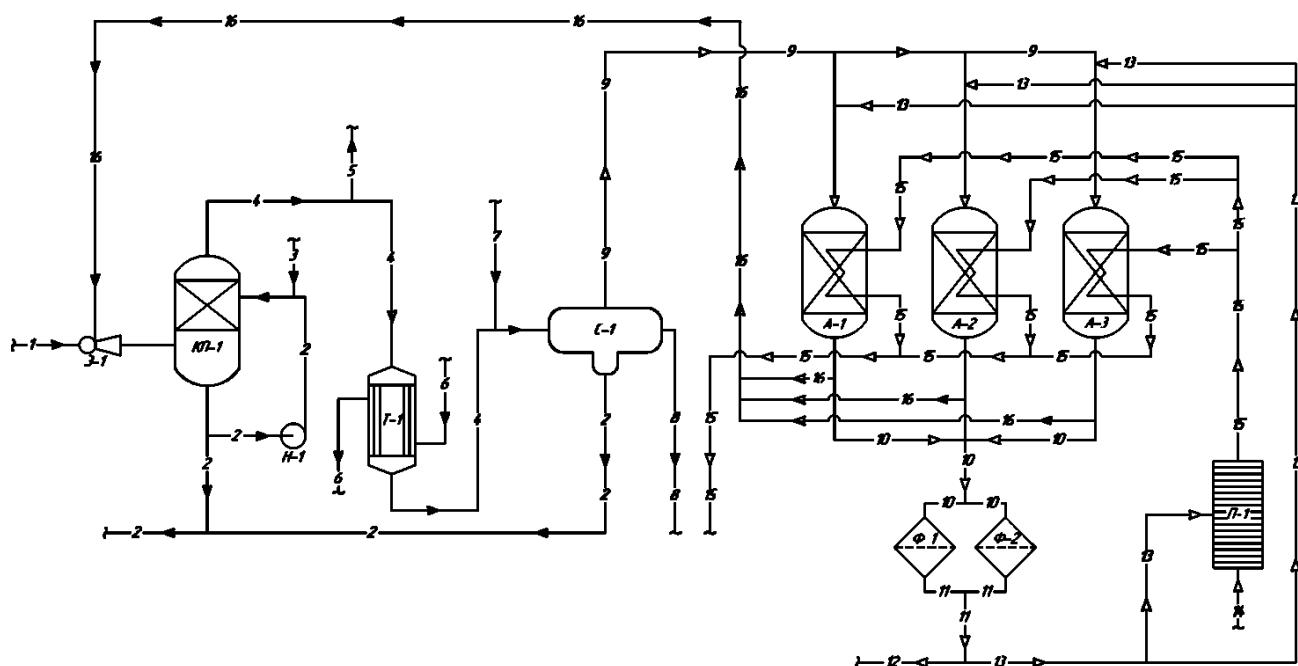


Рисунок 9 – Модернизированная схема адсорбционной осушки:

Э-1 – эжектор; КП-1 – колонна промывки; Н-1 – насос; Т-1 – теплообменник;
С-1 – сепаратор трехфазный; А-1, А-2, А-3 – адсорбер; Ф-1, Ф-2 – фильтр;
П-1 – печь каталитическая; 1 – влажный обессеренный газ; 2 – водяной конденсат; 3 – деминерализованная вода; 4 – промытый газ; 5 – промытый газ в блок отбензинивания; 6 – товарный газ из блока отбензинивания; 7 – промытый газ из блока отбензинивания; 8 – углеводородный конденсат; 9 – влажный газ на адсорбцию; 10 – осушенный запыленный газ; 11 – осушенный газ; 12 – осушенный газ для переработки; 13 – осушенный газ на десорбцию; 14 – воздух; 15 – воздух для нагрева; 16 – газ регенерации

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

Осушка газа на модернизированной установки осуществляется следующим образом. Влажный обессеренный газ 1 смешивают с газом регенерации 16 с помощью эжектора Э-1 и направляют в колонну КП-1 для промывки газа от амина. Промытый газ 4, выходящий с верхней части колонны КП-1, разделяется на два потока. Один поток 4 поступает в теплообменник Т-1, где охлаждается до температуры не выше 25 °С холодным товарным газом. Второй поток 5 идет в блок отбензинивания, где охлаждается до температуры не более 35 °С флегмой дезагнатора. Охлажденный газ смешивается и одним потоком поступает в трехфазный сепаратор С-1, где отделяется сконденсировавшаяся вода 2 и жидкие углеводороды 8 от газа.

Отсепарированный газ 9 идет на осушку в адсорберы А-1, А-2, А-3 с теплообменными элементами спирально-радиального типа. Влажный газ 9 проходит сверху вниз слой цеолита, пары воды задерживаются, а сухой запыленный газ 10 с низа адсорбера А-1 направляется на фильтр Ф-1, где очищается от пыли цеолита и далее разделяется на два потока. Основной поток 12 поступает на дальнейшую переработку в блок отбензинивания, а второй поток 13 в качестве топлива поступает в каталитический нагреватель П-1.

Одновременно с осушкой в первом адсорбере А-1 осуществляют регенерацию адсорбента во втором адсорбере А-2, для этого во внутреннее пространство теплообменных элементов подают воздух 15, нагретый в каталитическом нагревателе П-1. После прогрева адсорбента подают часть осушенного газа 13 для вытеснения паров воды из адсорбера А-2. После этого подачу прекращают, а во внутреннее пространство теплообменных элементов для охлаждения адсорбента подают атмосферный воздух. После его охлаждения до температуры адсорбции аппарат переводят в режим ожидания. При этом отработанный теплоноситель и хладагент выводят с установки.

2.5 Материальный баланс

Исходя, из массовой производительности по газу был произведен расчет материального баланса установки [28].

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		34

Массовая производительность установки по сырью:

$$G = V \cdot \rho_z, \quad (2)$$

где V – объемная производительность установки, м³/ч;

ρ_z – плотность газа, кг/м³.

$$G = 260000 \cdot 0,760 = 197600 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс процесса осушки газа приведен в таблице 3.

Таблица 3 – Материальный баланс процесса адсорбционной осушки газа

Приход			Расход		
Наименование	Количество		Наименование	Количество	
	кг	% масс.		кг	% масс.
Адсорбция					
1. Обессеренный газ	1580800,00	98,80	1. Осушенный газ	1579740,80	98,700
в т.ч. влага	1106,56	0,07	в т.ч. влага	47,36	0,003
2. Цеолит	19200,00	1,20	2. Влажный цеолит	20259,20	1,300
			в т.ч. остаточная влага	1059,20	0,070
Итого:	1600000,00	100,00	Итого:	1600000,00	100,000
Регенерация					
1. Газ регенерации	118800,00	85,43	1. Газ регенерации	119850,00	86,190
2. Влажный цеолит	20259,20	14,57	2. Цеолит	19209,20	13,810
в т.ч. влага	1059,20	0,76	в т.ч. остаточная влага	9,20	0,007
Итого:	139059,20	100,00	Итого:	139059,20	100,000

Адсорбция

За час адсорбции через адсорбер проходит 197600 кг обессеренного газа, за цикл адсорбции (длительность цикла 8 часов):

$$M_z = 197600 \cdot 8 = 1580800 \text{ кг за цикл адсорбции.}$$

Количество воды в газе на входе в адсорбер при температуре 28 °С и давлении 60 кг/см² равно 0,7 г/м³. При адсорбционной осушке необходимо произвести осушку газа до 0,03 г/м³. Таким образом, в адсорбере из каждого 1 м³ влажного газа адсорбируется 0,7 – 0,03 = 0,67 г воды.

Так как массовая производительность адсорбера составляет 197600 кг/ч, то в адсорбере за один час поглощается $197600 \cdot 0,67 = 132392$ г/ч воды или 132,4 кг/ч воды.

Масса газа с водой равна: $M_g + M_w = 1580800 + 1106,56 = 1581906,56$ кг

За весь цикл адсорбции цеолит из газа извлечет 1059,20 кг влаги.

В газе останется 47,36 кг влаги, то есть 0,03 %.

Регенерация

Уравнение материального баланса нагрева адсорбера без учета потерь:

$$Q_{гг} = Q_{наг} \text{ или } G_{гг} \cdot C_{гг} \cdot \Delta T = G_{ц} \cdot C_{ц} \cdot \Delta T + G_{в} \cdot C_{в} \cdot \Delta T + Q_{исп}, \quad (3)$$

где $G_{гг}$ – количество горячего газа на нагрев цеолита, кг;

$C_{гг}$ – теплоемкость горячего газа, кДж/кг·°С (18,39 кДж/кг·°С);

ΔT – перепад температуры между циклом адсорбции и регенерации °С;

$G_{ц}$ – масса цеолита, загруженного в адсорбер, кг;

$C_{ц}$ – теплоемкость цеолита, кДж/кг·°С (0,2 кДж/кг·°С);

$G_{в}$ – масса воды, адсорбируемая на цеолите, кг;

$C_{в}$ – теплоемкость воды, кДж/кг·°С (4200 кДж/кг·°С);

$Q_{исп}$ – теплота испарения воды, кДж/кг (6565,3 кДж/кг).

Принимаем $\Delta T = 310 - 28 = 282$ °С.

$$Q_{гг} = 4792,8 \cdot 0,2 \cdot 282 + 129,5 \cdot 4200 \cdot 282 + 6565,3 = 153656679,2 \text{ кДж.}$$

$$G_{гг} = \frac{Q_{наг}}{C_{гг} \cdot \Delta T}, \quad (4)$$

$$G_{гг} = \frac{153656679,2}{18,39 \cdot 282} = 29629,2 \text{ кг/ч.}$$

Принимаем 29700 кг/ч:

$$29700 \cdot 4 = 118800 \text{ кг.}$$

На регенерацию 19200 кг цеолита необходимо 39100 м³/ч или 118800 кг газа регенерации (расход газа регенерации – 15 % от поступающего на осушку, длительность цикла регенерации – 4 часа).

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		36

После ступенчатой регенерации в адсорбенте количество остаточной влаги 9,2 кг, то есть 0,007 %.

2.6 Технологический расчет существующей установки

2.6.1 Процесс адсорбции

Данные для расчета:

1. Производительность отделения – 520000 м³/час (4 млрд. м³/год).
2. Производительность адсорбера – 260000 м³/час (2 млрд. м³/год).
3. Очищаемый газ – природный газ очищенный от сероводорода на Астраханском ГПЗ.
4. Давление очищаемого газа – 5,85 МПа.
5. Температура очищаемого газа – 28 °С.
6. Плотность газа при нормальных условиях – 0,760 кг/м³.
7. Точка росы очищенного газа – минус 65 °С.
8. Время работы цеолита – 2,5 года (21300 часов).
9. Адсорбент – цеолит марки NaA.

Характеристика применяемого адсорбента представлена в таблице 4 [29].

Таблица 4 – Характеристика применяемого цеолита NaA

Наименование показателя	Фактические значения
Насыпная плотность, г/см ³	0,75
Средний диаметр гранул, мм	2,4
Прочность на раздавливание, кг/мм ²	2,0
Динамическая емкость по парам воды, мг/см ³	145
Массовая доля водостойкости, %	99,0
Массовая доля потерь при прокаливании, %	4

1. Определяем плотность газа при рабочих условиях.

Плотность входящего газа на установку осушки при нормальных условиях 0,760 кг/м³ принята по данным центральной заводской лаборатории завода.

Плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho_{p.y.} = \rho_z \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T}, \quad (5)$$

где ρ_z – плотность газа при нормальных условиях, кг/м³;

P – давление осушаемого газа, МПа;

T_0 – температура при нормальных условиях ($T = 273$ К);

P_0 – нормальное атмосферное давление ($P_0 = 0,1$ МПа);

T – температура газа, поступающего на очистку, К.

$$\rho_{p.y.} = 0,760 \cdot \frac{5,85 \cdot 273}{0,1 \cdot 301} = 40,32 \text{ кг/м}^3.$$

2. Рассчитаем объем газа, поступающего в адсорбер при рабочих условиях:

$$V_p = V_z \cdot \frac{P_0 \cdot T}{P \cdot T_0 \cdot 60}, \quad (6)$$

где V_z – объем газа, входящий в адсорбер, при нормальных условиях, м³/ч;

T – температура адсорбции, К;

P – давление в адсорбере, МПа.

$$V_p = 260000 \cdot \frac{0,1 \cdot 301}{5,85 \cdot 273 \cdot 60} = 81,67 \text{ м}^3/\text{мин}.$$

3. Определяем максимально допустимую линейную скорость газа в адсорбере по уравнению Леду:

$$U_z = \sqrt{78 \cdot C \cdot \rho_{ад} \cdot d_{ад} \cdot \frac{g}{\rho_{p.y.}}}, \quad (7)$$

где U_z – линейная скорость газа, м/с;

C – константа ($C = 0,025-0,033$);

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

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

g – ускорение свободного падения ($g = 9,81$ м/с²).

$$U_z = \sqrt{78 \cdot 0,025 \cdot 750 \cdot 2,4 \cdot 0,001 \cdot \frac{9,81}{40,32}} = 0,92 \text{ м/с} = 55,20 \text{ м/мин}.$$

Примем рабочую линейную скорость $U_p = 11$ м/мин.

4. По исходным данным рассчитываем внутренний диаметр адсорбера:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot U_p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 81,67}{3,14 \cdot 11}} = 3,08 \text{ м} \quad (8)$$

Исходя из стандартных размеров внутренний диаметр адсорбера составляет 3,2 м.

5. Рассчитываем линейную скорость газа в свободном сечении адсорбера при рабочих условиях:

$$U_1 = \frac{4 \cdot V_p}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 81,67}{3,14 \cdot 3,2^2} = 10,16 \text{ м/мин.} \quad (9)$$

Так как $U_1 < U_p$ ($U_p = 11$ м/мин) оставляем прежний диаметр адсорбера.

6. Находим высоту слоя адсорбента:

$$H = \frac{4 \cdot G_0}{\rho_{ад} \cdot \pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 28000}{750 \cdot 3,14 \cdot 3,2^2} = 5,0 \text{ м} \quad (10)$$

Отношение высоты к диаметру слоя должно быть в пределах от 1 до 5 [30]:

$H/D = 5,0/3,2 = 1,6$, следовательно, расчет верный.

7. Определяем минимально необходимую высоту слоя адсорбента.

Высота слоя адсорбента должна обеспечивать минимально необходимое время контакта газа и адсорбента. В расчетах принимают время контакта от 10 до 20 секунд [29].

$$H_{min} = \tau_k \cdot U_p, \quad (11)$$

где τ_k – время контакта ($\tau_k = 0,25$ мин).

$$H_{min} = 0,25 \cdot 11 = 2,75 \text{ м.}$$

$H_{min} < H$. Оставляем прежнюю высоту слоя.

8. Рассчитываем гидравлическое сопротивление слоя адсорбента на стадии очистки:

$$\Delta P = \frac{2 \cdot f \cdot \rho_{г.у.} \cdot H \cdot U_1^2}{d_s \cdot g \cdot \epsilon^2}, \quad (12)$$

где f – коэффициент трения газа о слой цеолита;

$\rho_{г.у.}$ – плотность газа при рабочих условиях, кг/м³;

$d_э$ – эквивалентный диаметр частиц, м;

ε – порозность слоя адсорбента, м³/м³.

Порозность слоя определяется по формуле:

$$\varepsilon = \frac{V_{ш}}{V_{к}}, \quad (13)$$

где $V_{ш}$ – объем шара, эквивалентный объему частицы адсорбента, м³;

$V_{к}$ – объем куба, описанного вокруг шара, м³.

Объем шара определяется по формуле:

$$V_{ш} = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot L}{4}, \quad (14)$$

где d – диаметр частиц, м (из справочных данных – 0,0024 м);

L – длина частиц адсорбента, м (из справочных данных – 0,003 м).

$$V_{ш} = \frac{3,14 \cdot 0,0024^2 \cdot 0,003}{4} = 1,36 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3.$$

Эквивалентный диаметр частиц:

$$d_э = \left(\frac{6 \cdot V_{ш}}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (15)$$

$$d_э = \left(\frac{6 \cdot 1,36 \cdot 10^{-8}}{3,14} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,96 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Определяем объем куба:

$$V_{к} = d_э^3. \quad (16)$$

$$V_{к} = (2,96 \cdot 10^{-3})^3 = 2,59 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3.$$

Следовательно, порозность равна:

$$\varepsilon = \frac{1,36 \cdot 10^{-8}}{2,59 \cdot 10^{-8}} = 0,52.$$

Критерий Рейнольдса определяем по формуле:

$$\text{Re} = \frac{U_1 \cdot d_э \cdot \rho_г}{\varepsilon \cdot \mu}, \quad (17)$$

где μ – динамическая вязкость газа, рассчитываемая по формуле Фроста:

$$\mu = T \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg M_{cp}) \cdot 10^{-8}, \quad (18)$$

где T – температура адсорбции, К;

M – средняя молекулярная масса газа.

Рассчитываем среднюю молекулярную массу исходя из уравнения:

$$\rho_2 = \frac{M_{cp}}{22,4}, \quad (19)$$

$$M_{cp} = 22,4 \cdot \rho_2 = 22,4 \cdot 0,760 = 17,02 \text{ кг/кмоль.}$$

Тогда динамическая вязкость газа равна:

$$\mu = 301 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg 17,02) \cdot 10^{-8} = 1,15 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{10,16 \cdot 2,96 \cdot 10^{-3} \cdot 0,760}{0,53 \cdot 1,15 \cdot 10^{-5}} = 3784.$$

Определяем по графику зависимости коэффициента трения газа о слой адсорбента от числа Рейнольдса [31], что $f = 2$.

Гидравлическое сопротивление слоя адсорбента:

$$U_1 = 10,16/60 = 0,17 \text{ м/с.}$$

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 2 \cdot 40,32 \cdot 5,0 \cdot 0,17^2}{2,96 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 \cdot 0,53^2} = 2919 \text{ кг/м}^2.$$

Величина, равная сумме перепада давления в слое и произведения высоты слоя адсорбента на его насыпную плотность, не должна превышать предела прочности гранул на раздавливание.

$$\Delta P + H \cdot \rho_{ad} = 2919 + 5,0 \cdot 750 = 6690 \text{ кг/м}^2 = 0,00669 \text{ кг/мм}^2. \quad (20)$$

Предел прочности гранул на раздавливание – $2,0 \text{ кг/мм}^2$. Следовательно, в процессе адсорбции цеолит не утратит механические свойства.

Принимаем время адсорбции 12 часов, это обеспечит работу адсорбера без проскока влаги с запасом на случай разовых повышений концентрации паров.

2.6.2 Процесс регенерации

Расчет процесса регенерации цеолита после его загрузки в адсорбер

Данные для расчета:

1. Газ регенерации:

Давление – 17 кг/см²;

Расход – 8000 м³/ч;

Удельная теплоемкость – 2,580 кДж/(кг·°С);

Плотность – 0,757 кг/м³;

Повышение температуры газа производится со скоростью не более 100 °С;

Максимальная температура на выходе из адсорбера 290 °С;

Максимальная температура на входе в адсорбер 310 °С.

2. Вода:

Температура кипения при давлении процесса – 205 °С;

Удельная теплоемкость – 4,494 кДж/(кг·°С);

Теплота десорбции – 3186 кДж/кг.

3. Адсорбент:

Удельная теплоемкость – 0,852 кДж/(кг·°С);

Начальная температура – 45 °С;

Масса слоя – 28 тонн.

4. Масса пустого адсорбера – 113000 кг.

1. Рассчитаем общее количество тепла, необходимое на регенерацию:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_{п}, \quad (21)$$

где Q_1 – количество тепла, необходимое на нагрев адсорбера, кДж;

Q_2 – количество тепла, необходимое на нагрев цеолита, кДж;

Q_3 – количество тепла на нагрев адсорбированной воды, кДж;

Q_4 – количество тепла, необходимое на десорбцию воды, кДж;

$Q_{п}$ – потери тепла, кДж.

Рассчитываем затраты тепла:

– на нагревание адсорбера:

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		42

$$Q_1 = m_a \cdot C_m \cdot (t_{z.p.} - t), \quad (22)$$

где m_a – масса адсорбента, кг;

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

t – температура адсорбента перед началом регенерации, °C;

$t_{z.p.}$ – температура регенерации, °C.

$$Q_1 = 113000 \cdot 0,5 \cdot (310 - 45) = 14972500 \text{ кДж};$$

– на нагревание цеолита:

$$Q_2 = G_0 \cdot C_u \cdot (t_{z.p.} - t), \quad (23)$$

где G_0 – масса цеолита, кг;

C_u – удельная теплоемкость цеолита, кДж/(кг·°C).

$$Q_2 = 28000 \cdot 0,852 \cdot (310 - 45) = 6321840 \text{ кДж};$$

– на нагревание воды:

$$Q_3 = m_B \cdot C_B \cdot (t_k - t), \quad (24)$$

где m_B – масса воды, содержащейся в порах цеолита, кг;

C_B – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·°C);

t_k – температура кипения воды при давлении регенерации, °C.

Масса воды, содержащаяся в порах цеолита:

$$m_B = \frac{G_0 \cdot A_B}{\rho_{ad}}, \quad (25)$$

где ρ_{ad} – средняя плотность цеолита, кг/м³;

G_0 – весовая загрузка цеолита, кг;

A_B – динамическая емкость цеолита по влаге, кг/м³ ($A_B = 145 \text{ кг/м}^3$).

$$m_B = \frac{28000 \cdot 145}{750} = 5413 \text{ кг};$$

$$Q_3 = 5413 \cdot 4,494 \cdot (205 - 45) = 3892403 \text{ кДж};$$

– на десорбцию воды:

$$Q_4 = m_B \cdot H_B, \quad (26)$$

где H_B – теплота десорбции воды, кДж/кг.

$$Q_4 = 6187 \cdot 3186 = 17246880 \text{ кДж};$$

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

– потери тепла составляют 10 % от общей суммы затрат:

$$Q_{\Pi} = 0,1 \cdot (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4); \quad (27)$$

$$Q_{\Pi} = 0,1 \cdot (14972500 + 6321840 + 3892403 + 17246880) = 4243362 \text{ кДж.}$$

Определяем теплоту регенерации:

$$Q_p = 14972500 + 7224960 + 4448700 + 19711782 + 4243362 = 46676986 \text{ кДж.}$$

2. Определяем необходимый объем газа регенерации.

Количество теплоты, поступающей с газом регенерации в адсорбер, должно быть равно расходу теплоты на регенерацию:

$$Q_{z.p.} = Q_p; \quad (28)$$

$$Q_{z.p.} = V_{z.p.} \cdot \rho_{z.p.} \cdot C_{z.p.} \cdot t_{cp}, \quad (29)$$

где $Q_{z.p.}$ – количество тепла, поступающего с газом регенерации, кДж;

$V_{z.p.}$ – объем газа регенерации, м³;

$\rho_{z.p.}$ – плотность газа регенерации, кг/м³;

$C_{z.p.}$ – удельная теплоемкость газа регенерации, кДж/(кг·°С).

$$t_{cp} = t_{z.p.} - \frac{t_{k1} + t_{k2}}{2}, \quad (30)$$

где $t_{z.p.}$ – температура газа регенерации, равна 320 °С;

t_{k1}, t_{k2} – температура газа в начале и в конце нагревания адсорбента, °С.

$$t_{k1} = 45 \text{ °С.}$$

$$t_{k2} = 2 \cdot t_{min} - t_{z.p.} + 10, \quad (31)$$

$$t_{min} = 290 \text{ °С.}$$

$$t_{k2} = 2 \cdot 290 - 320 + 10 = 280 \text{ °С.}$$

$$t_{cp} = 320 - \frac{45 + 280}{2} = 148 \text{ °С.}$$

Отсюда объем газа регенерации:

$$V_{z.p.} = \frac{Q_p}{\rho_{z.p.} \cdot C_{z.p.} \cdot t_{cp}}, \quad (32)$$

$$V_{z.p.} = \frac{46676986}{0,757 \cdot 2,580 \cdot 148} = 47612 \text{ м}^3.$$

3. Определяем необходимое время регенерации:

$$\tau_p = \frac{V_{z.p.}}{G_{z.p.}}, \quad (33)$$

где $G_{z.p.}$ – расход газа регенерации по технологическому режиму, м³/ч.

$$\tau_p = \frac{47612}{8000} = 5,95 \text{ ч.}$$

Принимаем время регенерации 6 часов.

Расчет регенерации цеолита перед утилизацией

Данные для расчета:

1. Газ регенерации:

Максимальная температура на входе в адсорбер – 310 °С;

Температура на выходе из адсорбера не менее 220 °С;

2. Сероводород:

Удельная теплоемкость – 1,1 кДж/(кг·°С) [32];

Температура кипения при давлении 17 кг/см² – 59 °С;

Теплота десорбции – 774 кДж/кг [33].

3. Диоксид углерода:

Температура кипения при давлении 17 кг/см² – 54 °С;

Удельная теплоемкость – 0,9 кДж/(кг·°С) [32];

Теплота десорбции – 487 кДж/кг [33].

1. Рассчитаем массу адсорбированных компонентов:

– количество сероводорода, поступившего в адсорбер за время адсорбции:

$$G_{H_2S1} = C_{H_2S} \cdot V_z \cdot \tau_{ад}, \quad (34)$$

где C_{H_2S} – концентрация сероводорода в газе, кг/м³ ($1,9 \cdot 10^{-6}$ кг/м³);

$\tau_{ад}$ – время адсорбции, ч (14200 часов).

$$G_{H_2S1} = 1,9 \cdot 10^{-6} \cdot 8000 \cdot 14200 = 216 \text{ кг;}$$

– количество сероводорода, которое способен поглотить адсорбент:

$$G_{H_2S2} = \frac{G_0 \cdot A_{H_2S}}{\rho_{ад}}, \quad (35)$$

где A_{H_2S} – динамическая емкость адсорбента по H_2S , кг/м³ (7 кг/м³);

G_0 – весовая загрузка адсорбента в аппарат.

$$G_{H_2S} = \frac{28000 \cdot 7}{750} = 261 \text{ кг};$$

$$G_{H_2S} = 261 \text{ кг};$$

– количество диоксида углерода, поступившего в адсорбер:

$$G_{CO_2,1} = C_{CO_2} \cdot V_2 \cdot \tau_{ад}, \quad (36)$$

где C_{CO_2} – концентрация диоксида углерода в газе, кг/м³ ($105 \cdot 10^{-6}$ кг/м³).

$$G_{CO_2,1} = 105 \cdot 10^{-6} \cdot 8000 \cdot 14200 = 11928 \text{ кг};$$

– количество диоксида углерода, которое способен поглотить адсорбент:

$$G_{CO_2,2} = \frac{G_0 \cdot A_{CO_2}}{\rho_{ад}}, \quad (37)$$

где A_{CO_2} – динамическая емкость адсорбента по диоксиду углерода, кг/м³.

$$G_{CO_2,2} = \frac{28000 \cdot 4}{750} = 149 \text{ кг};$$

$$G_{CO_2} = 149 \text{ кг}.$$

2. Рассчитаем общее количество тепла, необходимое на регенерацию:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_{п}, \quad (38)$$

где Q_1 – количество тепла на нагрев адсорбера;

Q_2 – количество тепла на нагрев цеолита;

Q_3 – количество тепла на нагрев адсорбированных компонентов;

Q_4 – количество тепла на десорбцию адсорбированных компонентов;

$Q_{п}$ – потери тепла.

Рассчитываем затраты тепла:

– на нагревание адсорбера:

$$Q_1 = m_a \cdot C_m \cdot (t_{2.p.} - t), \quad (39)$$

$$Q_1 = 113000 \cdot 0,5 \cdot (280 - 45) = 13277500 \text{ кДж};$$

– на нагревание цеолита:

$$Q_2 = m_y \cdot C_y \cdot (t_{z.p.} - t), \quad (40)$$

$$Q_2 = 28000 \cdot 0,852 \cdot (280 - 45) = 5606160 \text{ кДж};$$

– на нагревание адсорбированных компонентов:

$$Q_3 = \sum((G_i \cdot C_i \cdot (t_{ki} - t)), \quad (41)$$

где C_i – удельная теплоемкость i -того компонента, кДж/(кг·°С);

t_{ki} – температура кипения i -того компонента;

G_i – масса i -того компонента.

$$Q_3 = 216 \cdot 1,1 \cdot (59 - 45) + 149 \cdot 0,9 \cdot (54 - 45) = 5226 \text{ кДж};$$

– на десорбцию компонентов:

$$Q_4 = \sum(G_i \cdot H_i), \quad (42)$$

где H_i – теплота десорбции i -того компонента, кДж.

$$Q_4 = 261 \cdot 774 + 149 \cdot 487 = 274577 \text{ кДж};$$

– потери тепла равны 10 % от суммы затрат тепла:

$$Q_{\Pi} = 0,1 \cdot (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4), \quad (43)$$

$$Q_{\Pi} = 0,1 \cdot (13277500 + 5606160 + 5226 + 274577) = 1916346 \text{ кДж}.$$

Определяем теплоту регенерации:

$$Q_P = 13277500 + 5606160 + 5226 + 274577 + 1916346 = 21079810 \text{ кДж}.$$

3. Определяем необходимый объем газа регенерации.

$$t_{k1} = 45 \text{ °С}.$$

$$t_{k2} = 2 \cdot t_{\min} - t_{z.p.} + 10, \quad (44)$$

$$t_{\min} = 220 \text{ °С}.$$

$$t_{k2} = 2 \cdot 220 - 280 + 10 = 170 \text{ °С}.$$

$$t_{cp} = t_{z.p.} - \frac{t_{k1} + t_{k2}}{2}, \quad (45)$$

$$t_{cp} = 280 - \frac{45 + 170}{2} = 173 \text{ °С}.$$

Объем газа регенерации:

$$V_{z.p.} = \frac{Q_P}{\rho_{z.p.} \cdot C_{z.p.} \cdot t_{cp}} = \frac{21079810}{0,757 \cdot 2,580 \cdot 173} = 35247 \text{ м}^3. \quad (46)$$

4. Рассчитываем время регенерации:

$$\tau_p = \frac{V_{z.p.}}{G_{z.p.}}, \quad (47)$$

где $G_{z.p.}$ – расход газа регенерации по технологическому режиму, м³/ч.

$$\tau_p = \frac{35247}{8000} = 4,41 \text{ ч.}$$

Принимаем время регенерации 4,5 часа.

2.6.3 Процесс охлаждения

Тепловой баланс стадии охлаждения имеет вид:

$$Q_0 = Q_1 + Q_2 - Q_{\Pi}, \quad (48)$$

где Q_0 – количество тепла, отводимое при охлаждении, кДж;

Q_1 – количество тепла, отводимое при охлаждении адсорбента, кДж;

Q_2 – количество тепла, отводимое при охлаждении адсорбера, кДж;

Q_{Π} – потери тепла, кДж.

По практическим данным:

$$Q_{\Pi} = 0,05 \cdot (Q_1 + Q_2). \quad (49)$$

Цеолит охлаждаем до температуры 45 °С, его температура в начале стадии охлаждения t_n равна температуре газа регенерации $t_{z.p.}$ на выходе из адсорбера в конце стадии регенерации. Расчет проводится по тем же формулам и исходным данным, что и при регенерации.

Расчет процесса охлаждения после регенерации цеолита

$$Q_1 = 28000 \cdot 0,852 \cdot (290 - 45) = 5844720 \text{ кДж.}$$

$$Q_2 = 113000 \cdot 0,5 \cdot (290 - 45) = 13842500 \text{ кДж.}$$

$$Q_{\Pi} = 0,05 \cdot (5844720 + 13842500) = 984361 \text{ кДж.}$$

$$Q_0 = 5844720 + 13842500 - 984361 = 18702859 \text{ кДж.}$$

Объем газа, необходимый для охлаждения:

$$t_{cp} = 290 - \frac{45 + 280}{2} = 128 \text{ °С.}$$

$$V_{z.o.} = \frac{18702859}{0,757 \cdot 2,58 \cdot 128} = 42309 \text{ м}^3.$$

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		48

Необходимое время охлаждения:

$$\tau_p = \frac{V_{z.o.}}{G_{z.o.}}, \quad (50)$$

где $G_{г.о.}$ – расход газа охлаждения по технологическому режиму, $\text{м}^3/\text{ч}$.

$$\tau_p = \frac{42309}{8000} = 5,29 \text{ ч.}$$

Принимаем время охлаждения 5,5 часов.

Расчет процесса охлаждения цеолита перед утилизацией

$$Q_1 = 32000 \cdot 0,852 \cdot (220 - 45) = 4174800 \text{ кДж.}$$

$$Q_2 = 113000 \cdot 0,5 \cdot (220 - 45) = 9887500 \text{ кДж.}$$

$$Q_{II} = 0,05 \cdot (4174800 + 9887500) = 732935 \text{ кДж.}$$

$$Q_0 = 4174800 + 9887500 - 703115 = 13359185 \text{ кДж.}$$

Объем газа, необходимый для охлаждения:

$$t_{cp} = 220 - \frac{45 + 150}{2} = 123 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$V_{г.о.} = \frac{13359185}{0,757 \cdot 2,58 \cdot 123} = 31454 \text{ м}^3.$$

Необходимое время охлаждения:

$$\tau_p = \frac{31454}{8000} = 3,93 \text{ ч.}$$

Принимаем время охлаждения 4 часа.

2.7 Технологический расчет модернизированной установки

Расчетные данные представлены в предыдущем пункте 2.6.

2.7.1 Процесс адсорбции

Данные для расчета:

1. Точка росы очищенного газа – минус 65 °С.
2. Время работы цеолита – 2,5 года (21300 часов).
3. Адсорбент – цеолит композитного типа, содержащий 30 % хлорида кальция, нанесенного на пористую матрицу алюмосиликата.

Характеристика применяемого адсорбента представлена в таблице 5 [34].

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		49

Таблица 5 – Характеристика применяемого цеолита

Наименование показателя	Фактические значения
Насыпная плотность, г/см ³	0,76
Средний диаметр гранул, мм	3,0
Прочность на раздавливание, кг/мм ²	2,0
Динамическая емкость по парам воды, мг/см ³	125
Массовая доля водостойкости, %	99,0
Массовая доля потерь при прокаливании, %	4

Данный расчет произведен по методике, описанной выше, все формулы аналогичны предыдущим.

1. Определяем плотность газа при рабочих условиях.

Плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho_{p.y.} = 0,760 \cdot \frac{5,85 \cdot 273}{0,1 \cdot 301} = 40,32 \text{ кг/м}^3.$$

2. Рассчитаем объем газа, поступающего в адсорбер при рабочих условиях:

$$V_p = 260000 \cdot \frac{0,1 \cdot 301}{5,85 \cdot 273 \cdot 60} = 81,67 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

3. Определяем максимально допустимую линейную скорость газа в адсорбере по уравнению Леду:

$$U_2 = \sqrt{78 \cdot 0,025 \cdot 760 \cdot 3,0 \cdot 0,001 \cdot \frac{9,81}{40,32}} = 1,04 \text{ м/с} = 62,40 \text{ м/мин.}$$

Примем рабочую линейную скорость $U_p = 12 \text{ м/мин.}$

4. По исходным данным рассчитываем внутренний диаметр адсорбера:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 81,67}{3,14 \cdot 12}} = 2,94 \text{ м}$$

Исходя из стандартных размеров внутренний диаметр адсорбера составляет 3,0 м.

5. Рассчитываем линейную скорость газа в свободном сечении адсорбера при рабочих условиях:

$$U_1 = \frac{4 \cdot 81,67}{3,14 \cdot 3,0^2} = 11,55 \text{ м/мин.}$$

Так как $U_1 < U_p$ ($U_p = 12$ м/мин) оставляем прежний диаметр адсорбера.

6. Находим высоту слоя адсорбента:

$$H = \frac{4 \cdot 21000}{760 \cdot 3,14 \cdot 3,0^2} = 4,1 \text{ м}$$

Отношение высоты к диаметру слоя должно быть в пределах от 1 до 5 [30]:

$H/D = 4,1/3,0 = 1,4$, следовательно, расчет верный.

7. Определяем минимально необходимую высоту слоя адсорбента.

$$H_{\min} = 0,25 \cdot 12 = 3,0 \text{ м.}$$

$H_{\min} < H$. Оставляем прежнюю высоту слоя.

8. Рассчитываем гидравлическое сопротивление слоя адсорбента на стадии очистки.

Определяем объем шара:

$$V_{ш} = \frac{3,14 \cdot 0,003^2 \cdot 0,004}{4} = 2,83 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3.$$

Эквивалентный диаметр частиц:

$$d_3 = \left(\frac{6 \cdot 2,83 \cdot 10^{-8}}{3,14} \right)^{\frac{1}{3}} = 3,78 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Определяем объем куба:

$$V_k = (3,78 \cdot 10^{-3})^3 = 5,40 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3.$$

Порозность слоя:

$$\varepsilon = \frac{2,83 \cdot 10^{-8}}{5,40 \cdot 10^{-8}} = 0,52.$$

Определяем критерий Рейнольдса.

Рассчитываем среднюю молекулярную массу:

$$M_{cp} = 22,4 \cdot \rho_z = 22,4 \cdot 0,760 = 17,02 \text{ кг/кмоль.}$$

Динамическая вязкость газа, рассчитываемая по формуле Фроста:

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		51

$$\mu = 301 \cdot (6,6 - 2,25 \cdot \lg 17,02) \cdot 10^{-8} = 1,15 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{11,55 \cdot 3,78 \cdot 10^{-3} \cdot 0,760}{0,52 \cdot 1,15 \cdot 10^{-5}} = 5498.$$

Определяем по графику зависимости коэффициента трения газа о слой адсорбента от числа Рейнольдса [31], что $f = 2$.

Гидравлическое сопротивление слоя адсорбента:

$$U_1 = 11,55/60 = 0,19 \text{ м/с}.$$

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 2 \cdot 40,32 \cdot 4,1 \cdot 0,19^2}{3,78 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 \cdot 0,52^2} = 2389 \text{ кг/м}^2.$$

Величина, равная сумме перепада давления в слое и произведения высоты слоя адсорбента на его насыпную плотность, не должна превышать предела прочности гранул на раздавливание.

$$\Delta P + H \cdot \rho_{ad} = 2389 + 4,1 \cdot 760 = 5474 \text{ кг/м}^2 = 0,00547 \text{ кг/мм}^2.$$

Предел прочности гранул на раздавливание – $2,0 \text{ кг/мм}^2$. Следовательно, в процессе адсорбции цеолит не утратит механические свойства.

Принимаем время адсорбции 8 часов.

2.7.2 Процесс регенерации

Расчет процесса регенерации цеолита после его загрузки в адсорбер

Данные для расчета:

1. Газ регенерации:

Давление – $4,5 \text{ кг/см}^2$;

Расход – $8000 \text{ м}^3/\text{ч}$;

Удельная теплоемкость – $2,580 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$;

Плотность – $0,757 \text{ кг/м}^3$;

Максимальная температура на выходе из адсорбера $160 \text{ }^\circ\text{C}$;

Максимальная температура на входе в адсорбер $180 \text{ }^\circ\text{C}$.

2. Вода:

Температура кипения при давлении процесса – $146 \text{ }^\circ\text{C}$;

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		52

Удельная теплоемкость – 4,283 кДж/(кг·°С);

Теплота десорбции – 2984 кДж/кг.

3. Адсорбент:

Удельная теплоемкость – 0,752 кДж/(кг·°С);

Начальная температура – 45 °С;

Масса слоя – 21000 кг.

4. Масса пустого адсорбера – 85000 кг.

1. Рассчитаем общее количество тепла, необходимое на регенерацию.

Рассчитываем затраты тепла:

– на нагревание адсорбера:

$$Q_1 = 85000 \cdot 0,5 \cdot (180 - 45) = 5737500 \text{ кДж};$$

– на нагревание цеолита:

$$Q_2 = 21000 \cdot 0,752 \cdot (180 - 45) = 2131920 \text{ кДж};$$

– на нагревание воды:

Масса воды, содержащаяся в порах цеолита:

$$m_B = \frac{21000 \cdot 125}{760} = 3454 \text{ кг};$$

$$Q_3 = 3454 \cdot 4,283 \cdot (146 - 45) = 1494119 \text{ кДж};$$

– на десорбцию воды:

$$Q_4 = 3454 \cdot 2984 = 10306579 \text{ кДж};$$

– потери тепла составляют 10 % от общей суммы затрат:

$$Q_{\text{п}} = 0,1 \cdot (5737500 + 2131920 + 1494119 + 10306579) = 1967012 \text{ кДж}.$$

Определяем теплоту регенерации:

$$Q_{\text{р}} = 5737500 + 2131920 + 1494119 + 10306579 + 1967012 = 21637130 \text{ кДж}.$$

2. Определяем необходимый объем газа регенерации.

Для начала рассчитываем среднюю температуру газа регенерации:

$$t_{k1} = 45 \text{ °С}.$$

$$t_{\text{min}} = 140 \text{ °С}.$$

$$t_{k2} = 2 \cdot 140 - 180 + 10 = 110 \text{ °С}.$$

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		53

$$t_{cp} = 180 - \frac{45 + 110}{2} = 103 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Объем газа регенерации:

$$V_{z.p.} = \frac{21637130}{0,757 \cdot 2,580 \cdot 103} = 31760 \text{ м}^3.$$

3. Определяем необходимое время регенерации:

$$\tau_p = \frac{31760}{8000} = 3,97 \text{ ч.}$$

Принимаем время регенерации 4 часа.

Расчет регенерации цеолита перед утилизацией

Данные для расчета:

1. Газ регенерации:

Максимальная температура на входе в адсорбер – 180 °С;

Температура на выходе из адсорбера не менее 140 °С;

2. Сероводород:

Удельная теплоемкость – 1,1 кДж/(кг·°С) [32];

Температура кипения – 59 °С;

Теплота десорбции – 774 кДж/кг [33].

3. Диоксид углерода:

Температура кипения – 54 °С;

Удельная теплоемкость – 0,9 кДж/(кг·°С) [32];

Теплота десорбции – 487 кДж/кг [33].

1. Рассчитаем массу адсорбированных компонентов:

– количество сероводорода, поступившего в адсорбер за время адсорбции:

$$G_{H_2S1} = 1,9 \cdot 10^{-6} \cdot 8000 \cdot 14200 = 216 \text{ кг};$$

– количество сероводорода, которое способен поглотить адсорбент:

$$G_{H_2S2} = \frac{21000 \cdot 7}{760} = 193 \text{ кг};$$

$$G_{H_2S} = 193 \text{ кг};$$

– количество диоксида углерода, поступившего в адсорбер:

$$G_{CO_2,1} = 105 \cdot 10^{-6} \cdot 8000 \cdot 14200 = 11928 \text{ кг};$$

– количество диоксида углерода, которое способен поглотить адсорбент:

$$G_{CO_2,2} = \frac{21000 \cdot 4}{760} = 111 \text{ кг};$$

$$G_{CO_2} = 111 \text{ кг}.$$

2. Рассчитаем общее количество тепла, необходимое на регенерацию.

Рассчитываем затраты тепла:

– на нагревание адсорбера:

$$Q_1 = 85000 \cdot 0,5 \cdot (160 - 45) = 4887500 \text{ кДж};$$

– на нагревание цеолита:

$$Q_2 = 21000 \cdot 0,752 \cdot (160 - 45) = 1816080 \text{ кДж};$$

– на нагревание адсорбированных компонентов:

$$Q_3 = 193 \cdot 1,1 \cdot (59 - 45) + 111 \cdot 0,9 \cdot (54 - 45) = 3871 \text{ кДж};$$

– на десорбцию компонентов:

$$Q_4 = 193 \cdot 774 + 111 \cdot 487 = 203439 \text{ кДж};$$

– потери тепла равны 10 % от суммы затрат тепла:

$$Q_{\text{п}} = 0,1 \cdot (4887500 + 1816080 + 3871 + 203439) = 691089 \text{ кДж}.$$

Определяем теплоту регенерации:

$$Q_P = 4887500 + 1816080 + 3871 + 203439 + 691089 = 7601979 \text{ кДж}.$$

3. Определяем необходимый объем газа регенерации.

$$t_{kl} = 45 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$t_{\text{min}} = 140 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$t_{k2} = 2 \cdot 140 - 170 + 10 = 120 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$t_{\text{cp}} = 170 - \frac{45 + 120}{2} = 88 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Объем газа регенерации:

$$V_{\text{з.р.}} = \frac{7601979}{0,757 \cdot 2,580 \cdot 88} = 25059 \text{ м}^3.$$

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		55

4. Рассчитываем время регенерации:

$$\tau_p = \frac{25059}{8000} = 3,13 \text{ ч.}$$

Принимаем время регенерации 3,5 часа.

2.7.3 Процесс охлаждения

Расчет процесса охлаждения после регенерации цеолита

– количество тепла, отводимое при охлаждении адсорбента:

$$Q_1 = 21000 \cdot 0,752 \cdot (180 - 45) = 2131920 \text{ кДж};$$

– количество тепла, отводимое при охлаждении адсорбера:

$$Q_2 = 85000 \cdot 0,5 \cdot (180 - 45) = 5737500 \text{ кДж};$$

– потери тепла:

$$Q_{\text{п}} = 0,05 \cdot (2131920 + 5737500) = 393471 \text{ кДж};$$

– количество тепла, отводимое при охлаждении:

$$Q_0 = 2131920 + 5737500 - 393471 = 7475949 \text{ кДж.}$$

Объем газа, необходимый для охлаждения:

$$t_{\text{ср}} = 180 - \frac{45 + 110}{2} = 103 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$V_{\text{з.о.}} = \frac{7475949}{0,757 \cdot 2,58 \cdot 103} = 26137 \text{ м}^3.$$

Необходимое время охлаждения:

$$\tau_p = \frac{26137}{8000} = 3,27 \text{ ч.}$$

Принимаем время охлаждения 3,5 часа.

Расчет процесса охлаждения цеолита перед утилизацией

– количество тепла, отводимое при охлаждении адсорбента:

$$Q_1 = 21000 \cdot 0,752 \cdot (145 - 45) = 1579200 \text{ кДж};$$

– количество тепла, отводимое при охлаждении адсорбера:

$$Q_2 = 85000 \cdot 0,5 \cdot (145 - 45) = 4250000 \text{ кДж};$$

– потери тепла:

$$Q_{II} = 0,05 \cdot (1579200 + 4250000) = 291460 \text{ кДж};$$

– количество тепла, отводимое при охлаждении:

$$Q_0 = 1579200 + 4250000 - 291460 = 5537740 \text{ кДж.}$$

Объем газа, необходимый для охлаждения:

$$t_{cp} = 145 - \frac{45 + 105}{2} = 70 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$V_{г.о.} = \frac{5537740}{0,757 \cdot 2,58 \cdot 70} = 22818 \text{ м}^3.$$

Необходимое время охлаждения:

$$\tau_p = \frac{22818}{8000} = 2,85 \text{ ч.}$$

Принимаем время охлаждения 3 часа.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		57

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации установки

Характеристика технологического процесса с точки зрения пожаровзрывоопасности и вредности производства. При ведении технологического процесса на установке возможны пропуски продуктов, которые, смешиваясь с воздухом, образуют взрывоопасные концентрации, для которых любой источник воспламенения может послужить причиной взрыва и пожара. Следовательно, одним из основных условий газопожаробезопасности при ведении технологического процесса на установке является предупреждение утечек газа в атмосферу и производственные помещения. Повышение предельно допустимой концентрации газа приводит к отравлениям различной тяжести и профессиональным заболеваниям персонала. В связи с этим сотрудники, использующие установку, должны знать:

- опасные газовые места;
- назначение, принцип действия, правила пользования и хранения средств защиты;
- характеристику вредных, взрыво- и пожароопасных газов, их воздействие на организм человека и условия, при которых они самовозгораются, взрываются;
- правила работы в газоопасных местах;
- основные методы ликвидации возможных аварий, а также свои обязанности в таких ситуациях;
- способы проведения искусственного дыхания при отравлении газом, а также правила оказания первой помощи.

Для своевременного обнаружения аварийных ситуаций, связанных с утечками сырья и технологических сред из оборудования, предусмотрена установка датчиков довзрывных концентраций горючих газов и паров.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Модернизация установки адсорбционной осушки газа</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>				У	58	70
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				<i>АмГУ ИФФ 718-об гр.</i>		
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

Установка датчиков дозрывных концентраций произведена в соответствии с «Требованиями к установке датчиков стационарных газоанализаторов в производственных помещениях и на наружных установках предприятий нефтяной и газовой промышленности». Датчики дозрывных концентраций на блоке установлены на расстоянии не более 20 м друг от друга, на высоте от поверхности земли 1 м. Они обеспечивают подачу предупреждающего светового и звукового сигналов при концентрации горючих газов 20 % и аварийного при 50 % от нижнего концентрационного предела воспламенения [35].

Мероприятия, способствующие безопасному ведению процесса:

1. Блок осушки газа совместно с другими отделениями на ГПЗ представляет собой единую систему технологически связанных между собой аппаратов и трубопроводов, работающих под давлением газов, различных по своим физико-химическим свойствам, составу, агрегатному состоянию и температуре.

Нормальная и безаварийная работа установки обеспечивается строгим соблюдением норм технологического режима, ведением производственного контроля за состоянием оборудования, технологическим процессом и соблюдением правил промышленной безопасности, исключающим возможность возникновения взрывов, пожаров, отравлений и ожогов.

2. Обслуживающий персонал установки обязан знать схему и назначение всех аппаратов, трубопроводов, арматуры, контрольно-измерительных приборов и автоматики (КИПиА) и уметь ими пользоваться в процессе своей работы. Обслуживающий персонал обязан пройти в установленном порядке инструктаж, обучение, стажировку, проверку знаний эксплуатационных инструкций, обще заводских инструкций по охране труда, плана ликвидации аварий с оформлением протокола. При нахождении на рабочем месте каждый рабочий должен иметь при себе удостоверение установленной формы.

Руководители, специалисты и обслуживающий персонал должны осуществлять производственный контроль за состоянием оборудования, производить ремонт оборудования в соответствии с утвержденным графиком.

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		59

3. Для установки должны быть разработаны и утверждены инструкции по безопасному ведению технологического процесса, безопасной эксплуатации оборудования. Сами инструкции должны находиться на рабочем месте и неукоснительно исполняться обслуживающим персоналом и требования.

4. Для контроля за ведением технологического режима и соблюдением правил промышленной безопасности на установке должны вестись следующие журналы: вахтовый; установки и снятия заглушек; учета газоопасных работ, проводимых без оформления наряда-допуска; контроля воздушной среды; осмотра заданий и сооружений; режимные листы; учета отклонений от норм технологического режима; отказов средств КИПиА; а также журнал ознакомления персонала с приказами, распоряжениями, информационными письмами; перечень нормативной документации; папка с инструкциями; журнал учета циклов работы адсорберов; журнал осмотра заземления; журнал осмотра состояния средств пожаротушения.

5. Персонал установки должен быть обеспечен индивидуальными средствами защиты, а рабочие во время работы обязаны пользоваться спецодеждой. Личные фильтрующие противогазы, выдаваемые рабочим, подбираются по размерам и хранятся на рабочих местах в особых шкафах, каждый в своем отделении.

6. На установке (при ведении технологического процесса вследствие повышения давления выше допустимого, разуплотнения фланцевых соединений, нарушения изоляции) возможны: отравление газом; ожоги, поражение электрическим током; механические травмы [35].

Для предотвращения несчастных случаев необходимо соблюдать следующие общие правила:

- выполнение правил и требований Госгортехнадзора в части устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением;
- автоматизация ведения технологического процесса и обеспечение исправности оборудования и предохранительных устройств;

- обеспечение надежной герметизации аппаратов, газопроводов;
- своевременное проведение ремонтов оборудования и аппаратов;
- строгое соблюдение промышленной безопасности ведения ремонтных работ;
- исключение образования газовоздушной смеси в помещениях установки, эффективность работы вентиляции и контроль за воздушной средой;
- заземление всех корпусов приборов и машин, исправность изоляции, взрывозащиты;
- изоляция всех трубопроводов с температурой выше 60 °С;
- обеспеченность установки первичными средствами пожаротушения;
- соблюдение всех правил и инструкций.

Перед пуском в эксплуатацию после ремонта аппараты, трубопроводы, на которых производился ремонт, должны быть спрессованы, продуты азотом до содержания кислорода не выше 1 % об.

Печи перед розжигом горелок должны быть продуты паром в течение 15 минут после появления пара из дымовой трубы.

Работа приборов КИП должна быть проверена на согласованность показаний в операторной и по месту.

3.2 Воздействие объекта исследования на окружающую среду

Известно, что установка адсорбционной осушки газа – опасный производственный объект, процесс эксплуатации которой сопряжен с рядом опасностей как для человека, так и для окружающей среды в целом. Игнорирование должностных инструкций и несоблюдение правил производственной и экологической безопасности при проектировании и использовании установки может привести к чрезвычайным ситуациям.

Атмосферные загрязнения веществами, эксплуатируемыми на установке адсорбционной осушки, происходит при нарушениях в производстве, которые, как правило, вызываются нештатными рабочими параметрами, при износе оборудования, уплотнений и герметизирующих элементов. Из-за вышеперечис-

ленных нарушений может произойти незапланированные выбросы загрязняющих веществ. Также присутствуют и запланированные залповые выбросы вредных веществ в атмосферу, факельное сжигание избытков веществ. Несмотря на то, что в настоящий момент факельное сжигание ограничено по применению, но все же полностью предотвратить практику факельного сжигания на данный момент невозможно.

Среди загрязняющих веществ следует отметить метан, этан, пропан, бутан, пропан, изомеры бутана, углекислый газ, сероводород, балластный азот. Источниками этих газов являются предохранительные и сбросные клапаны.

Среди мероприятий, проводимых для защиты атмосферы от производственных выбросов, следует выделить [35]:

- соблюдение полноты и частоты технического обслуживания, среднего и капитального ремонта;
- плановая проверка сосудов под давлением на прочность и герметичность;
- соблюдение правил безопасности производственного процесса и должностных инструкций, рабочих параметров и технологического режима;
- использование оборудования, предназначенного для фиксации уровня производственных выбросов в атмосферу – датчиков тяги, газоанализаторов, и прочее.

Установка адсорбционной осушки классифицируется как опасный производственный объект из-за существующих рабочих параметров, вследствие этого установка располагается на удалении от любого типа жилых зон. Это необходимо для обеспечения безопасности как производства, так и местного населения.

Меры применяемые для обеспечения безопасности селитебных зон:

- установка располагается на удалении от жилых зон;
- организация санитарно-защитной зоны шириной 100 м вокруг;
- ограждение территории по периметру;

- установка круглосуточного видеонаблюдения;
- установка специальных информационных и запрещающих знаков [35].

3.3 Пожаровзрывоопасность

Печь огневого нагрева, применяемая на установки адсорбционной осушки газа, относится к оборудованию высокой пожаровзрывоопасности. В данном аппарате предусматривается расход значительного количества топлива для нагрева продувочного газа, а продукты, образующиеся при пламенном сжигании топлива, загрязняют атмосферу. Пожарная опасность трубчатых печей объясняется рядом факторов:

- мощной топливной системой, горючее из которой поступает на сжигание в топку;
- большим количеством нагреваемого горючего продукта, который движется по змеевикам под большим давлением;
- высокой температурой нагревания продуктов, которая превышает температуру их самовоспламенения;
- наличием открытого огня и раскаленных продуктов горения, температура которых достигает 1000 °С;
- появление неплотностей и повреждений в трубах, в результате чего может выйти большое количество нагреваемого продукта [36].

Высоконагретые поверхности печи и открытый огонь в топке обуславливают высокую пожарную опасность не только самой печи, но и соседних технологических аппаратов с горючими веществами.

Поэтому предотвращение возникновения пожара и взрыва – главная проблема при использовании трубчатых печей в технологическом процессе.

Возможные причины и взрывы при эксплуатации трубчатых печей [36]:

- 1) Взрыв в топочном пространстве произойдет в том случае, если в топке образовалась горючая среда. Это возможно в двух случаях:
 - в период пуска, если из топливной линии или из змеевиков в топку попал горючий продукт, который образует взрывоопасную смесь с воздухом;

– в моменты погасания факелов пламени на горелках при последующем возобновлении подачи топлива.

Меры пожарной безопасности. Чтобы избежать этого следует:

- не допускать попадания воды в топливо, очищая его от примесей;
- в установленные сроки производить чистку форсунок;
- использовать автоматические системы перекрывания топливной линии при погасании факела пламени;
- предусмотреть возможность перехода на другой вид топлива.

2) Взрыв в дымовом канале может произойти, если топливо не полностью сгорает, что имеет место при недостатке воздуха. Дымовые газы, обогащенные продуктами неполного сгорания, смешиваясь с воздухом, могут воспламениться.

Меры пожарной безопасности:

- обеспечить правильное ведение процесса горения, контролируя его газоанализаторами;
- следить за состоянием кладки, не допускать подсоса воздуха, своевременно обеспечивать ее ремонт;
- предусмотреть применение предохранительных клапанов мембранного типа для предохранения кладки борова на случай возможности взрыва.

3) Пожары при повреждении труб змеевика возникают из-за прогара стенок труб, коррозии и эрозии материала труб, повышенного давления в змеевике.

Меры пожарной безопасности:

- обеспечение высоких скоростей движения продукта по змеевику;
- обеспечение равномерного обогрева труб по всей длине путем рационального их размещения, а также горелок и излучающих панелей;
- строгое соблюдение температурного режима работы печей.

Печи опасны не только возможностью возникновения пожара при повреждениях непосредственно в них самих. Они весьма опасны как возможные источники зажигания при авариях на соседних технологических установках и аппаратах: образующиеся паровоздушные смеси входят в соприкосновение с

высоконагретыми элементами печей, происходит воспламенение парогазового облака. Пламя быстро распространяется по облаку к месту аварии.

Существует и другая возможность воспламенения парогазового облака. Оно может быть подсосано внутрь топки и там воспламениться. Пламя в результате обратного проскока может выйти из печи и распространиться до места аварии. Из-за медленного охлаждения печь остается источником зажигания даже при погасании горелок.

Таким образом, замена печи огневого нагрева на каталитический нагреватель является весьма актуальным решением. Процесс в каталитическом нагревателе часто называют «горение поверхности», он является более безопасным, эффективным и экологически чистым по сравнению с «открытопламенным» горением. Во время беспламенного горения топлива происходит процесс окисления, в результате которого и выделяется тепловая энергия, при этом потребление топлива является минимальным. Внедрение каталитического нагревателя воздуха позволяет снизить пожаровзрывоопасность установки, и уменьшить выбросы вредных веществ и парниковых газов в атмосферу.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		65

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В бакалаврской работе произведен подбор и анализ научно-технической документации для рассмотрения процесса адсорбционной осушки газа, изучения его технологической схемы, основного оборудования, а также рабочих параметров процесса. Рассмотрены основные виды сорбирующих материалов. Предложена схема блока адсорбционной осушки природного газа, рассмотрена характеристика его сырья и продукции, а также проанализированы существующие способы модернизации установки.

Исходя из задания, произведен технологический расчет процессов адсорбции, регенерации и охлаждения адсорбента, материальный баланс установки, необходимое для очистки количество цеолита и минимальная высота его загрузки, подтверждено, что гидравлическое сопротивление слоя адсорбента обеспечивает механическую прочность гранул на раздавливание.

Предложена модернизация установки в виде ее упрощения, снижения металлоемкости, пожаро- и взрывоопасности, а также уменьшения энергоемкости процесса и количества выбросов вредных веществ в атмосферу. При замене адсорбента обеспечивается требуемая степень осушки при температурах адсорбции до 50 °С и регенерации – 150 °С. Это позволяет уменьшить длительность стадий охлаждения и регенерации адсорбента, снизить его загрузку.

Также в работе рассмотрены основные требования безопасности при эксплуатации установки и ее воздействие на окружающую среду.

Таким образом, цель бакалаврской работы достигнута, поставленные задачи выполнены.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Модернизация установки адсорбционной осушки газа</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>				<i>У</i>	<i>66</i>	<i>70</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				<i>АМГУ ИФФ 718-об гр.</i>		
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

- 1 Прогноз ОПЕК [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <https://www.vedomosti.ru/business/articles/2020/10/08/842636-opek-alternativi>. – 19.10.20.
- 2 Афанасьев, А. И. Технология переработки природного газа и конденсата / А. И. Афанасьев, Ю. М. Афанасьев, Т. М. Бекиров. – М. : Недра, 2002. – 517 с.
- 3 Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники / Н. В. Кельцев. – М. : Химия, 1984. – 592 с.
- 4 Николаев, В. В. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа / В. В. Николаев, Н. В. Бусыгина, И. Г. Бусыгин. – М. : Недра, 1998. – 208 с.
- 5 Новый справочник химика и технолога. Основные свойства неорганических, органических и элементоорганических соединений / Н. К. Скворцов [и др.]. – СПб. : АНО НПО «Мир и Семья», 2002. – 1276 с.
- 6 Крячков, А. В. Особенности и преимущества адсорбционной подготовки газа / А. В. Крячков. – М. : Нефть и газ, 2004. – 87 с.
- 7 Математическое моделирование и управление процессом короткоцикло-вой безнагревной адсорбции : моногр. / В. Г. Матвейкин [и др.]. – М. : Машино-строение, 2007. – 140 с.
- 8 Банк данных по адсорбции. Актуальные проблемы теории адсорбции, пористости и адсорбционной селективности : сб. материалов XIV Всероссийского симпозиума / сост. А. М. Толмачев [и др.]. – М. : ИФХЭ, 2010. – 61 с.
- 9 Бекиров, Т. М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтя-ных газов / Т. М. Бекиров. – М. : Недра, 1980. – 293 с.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Ахрименко К.А.</i>			<i>Модернизация установки адсорбционной осушки газа</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>				У	67	70
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ ИФФ 718-об гр.</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

10 Михайлова, С. А. Анализ реконструкции установок переработки газа на Минибаевском ГПЗ / С. А. Михайлова [и др.] // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1998. – № 7. – С. 61-65.

11 Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии / Ю. И. Дытнерский. – М. : Химия, 1995. – 368 с.

12 Рахимов, Б. Р. Изучение свойств адсорбентов для осушки газа / Б. Р. Рахимов // Вопросы науки и образования. – 2018. – № 5. – С. 54-60.

13 Мановян, А. К. Основы технологии переработки природного газа и конденсата : учеб. пособие / А. К. Мановян, Г. В. Тараканов. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2000. – 231 с.

14 Мовсумзаде, Э. М. Сравнительный анализ основных технологических установок по переработке газа на Оренбургском и Минибаевском ГПЗ / Э. М. Мовсумзаде [и др.] // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1999. – № 3. – С. 42-47.

15 Бекиров, Т.М. Технология обработки газа и конденсата / Т. М. Бекиров, Г. А. Ланчаков. – М. : Недра, 1999. – 596 с.

16 Акулинин, Е. И. Перспективные технологии и методы создания композиционных сорбционно-активных материалов для циклических адсорбционных процессов / Е. И. Акулинин, Н. Ф. Гладышев, С. И. Дворецкий // Вестник ТГТУ. – 2017. – № 1. – С. 85-103.

17 Дубинин, М. М. Адсорбция в микропорах / М. М. Дубинин. – М. : Наука, 1983. – 203 с.

18 Когановский, А. М. Адсорбция и ионный обмен в процессах водоподготовки и очистки сточных вод / А. М. Когановский. – Киев : Наукова думка, 1983. – 240 с.

19 Балыбердина, И. Т. Физические методы переработки и использования газа : учеб. пособие / И. Т. Балыбердина. – М. : Недра, 1988. – 248 с.

20 Жданова, Н.В. Осушка углеводородных газов / Н. В. Жданова, А. Л. Халиф. – М. : Химия, 1984. – 192 с.

21 Повышение эффективности работы блока осушки природного газа на установке У-274 : отчет о НИР / Пивоварова Н.А. [и др.]. – АНИПИгаз, 2003. – 97 с.

22 Николаев, В. В. Комплексная технология глубокой очистки и разделения природного сернистого газа : дис. док. техн. наук / В. В. Николаев. – М. : РГУ им. И. М. Губкина, 1998. – 68 с.

23 Пат. 2504424 Российская Федерация, МПК В01D 53/26. Устройство для осушки газов / А. В. Курочкин ; А. В. Курочкин. – № 2012129874/05 ; Заявл. 13.10.12 ; Оpubл. 20.01.14, Бюл. № 2.

24 Пат. 2095127 Российская Федерация, МПК В01D 53/26, В01D 53/04. Устройство для адсорбционной осушки природного газа / В. В. Ремизов ; В. В. Ремизов, О. М. Ермилов, Л. С. Чугунов. – № 96110168/25 ; Заявл. 30.05.98 ; Оpubл. 10.11.01, Бюл. № 10.

25 Пат. 2144419 Российская Федерация, МПК В01D 53/28, В01D 53/04. Способ адсорбционной осушки газа / Г. К. Зиберт ; ОАО «ГАЗПРОМ». – № 98123659/12 ; Заявл. 28.12.98 ; Оpubл. 20.01.00, Бюл. № 7.

26 Пат. 2686142 Российская Федерация, МПК В01D 53/00. Адсорбер для проведения процесса короткоциклового безнагревной адсорбции / И. А. Мнушкин ; И. А. Мнушкин. – № 2018125987 ; Заявл. 13.07.18 ; Оpubл. 24.04.19, Бюл. № 12.

27 Каратун, О. Н. Подбор эффективных адсорбентов для осушки обессеренного газа Астраханского ГПЗ / О. Н. Каратун // Газовая промышленность. – 2020. – № 3. – С. 58-66.

28 Шумяцкий Ю.И. Адсорбция: процесс с неограниченными возможностями / Шумяцкий Ю.И., Афанасьев Ю.М. – М : Высшая школа, 1998. – 78 с.

29 Синтетический цеолит NaA-Y [Электронный ресурс]. – Режим доступа : https://www.kntgroup.ru/assets/files/ru/NaA_4A_2019.pdf. – 16.05.2021.

					ВКР.171043.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		69

30 Сарданашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа : учеб. пособие / А. Г. Сарданашвили, А. И. Львова. – М : Химия, 1980. – 256 с.

31 Бусыгина, Н. В. Технология переработки природного газа и газового конденсата / Н. В. Бусыгина, И. Г. Бусыгин. – Оренбург : Газпромпечатъ, 2002. – 432 с.

32 Гриценко, А. И. Физические методы переработки и использование газа : учеб. пособие / А. И. Гриценко, И. А. Александров, И. А. Галанин. – М : Недра, 1981. – 224 с.

33 Ривкин, С. Л. Термодинамические свойства газов : справочник / С. Л. Ривкин. – М : Энергия, 1973. – 288 с.

34 Акулинин, А. В. Композитный адсорбент на основе оксида алюминия, модифицированный хлоридом кальция / А. В. Ливанова, Ж. Б. Будаев, Е. П. Мещеряков // Вестник ТГТУ. – 2020. – № 17. – С. 22-33.

35 ПБ 08-624-03. Правила безопасности в нефтяной и газовой промышленности. – М : ПИО ОБТ, 2003. – 46 с.

36 ПБ 09-530-03. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств. – М : ПИО ОБТ, 2003. – 57 с.

					<i>ВКР.171043.180301.ПЗ</i>	Лист
						70
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

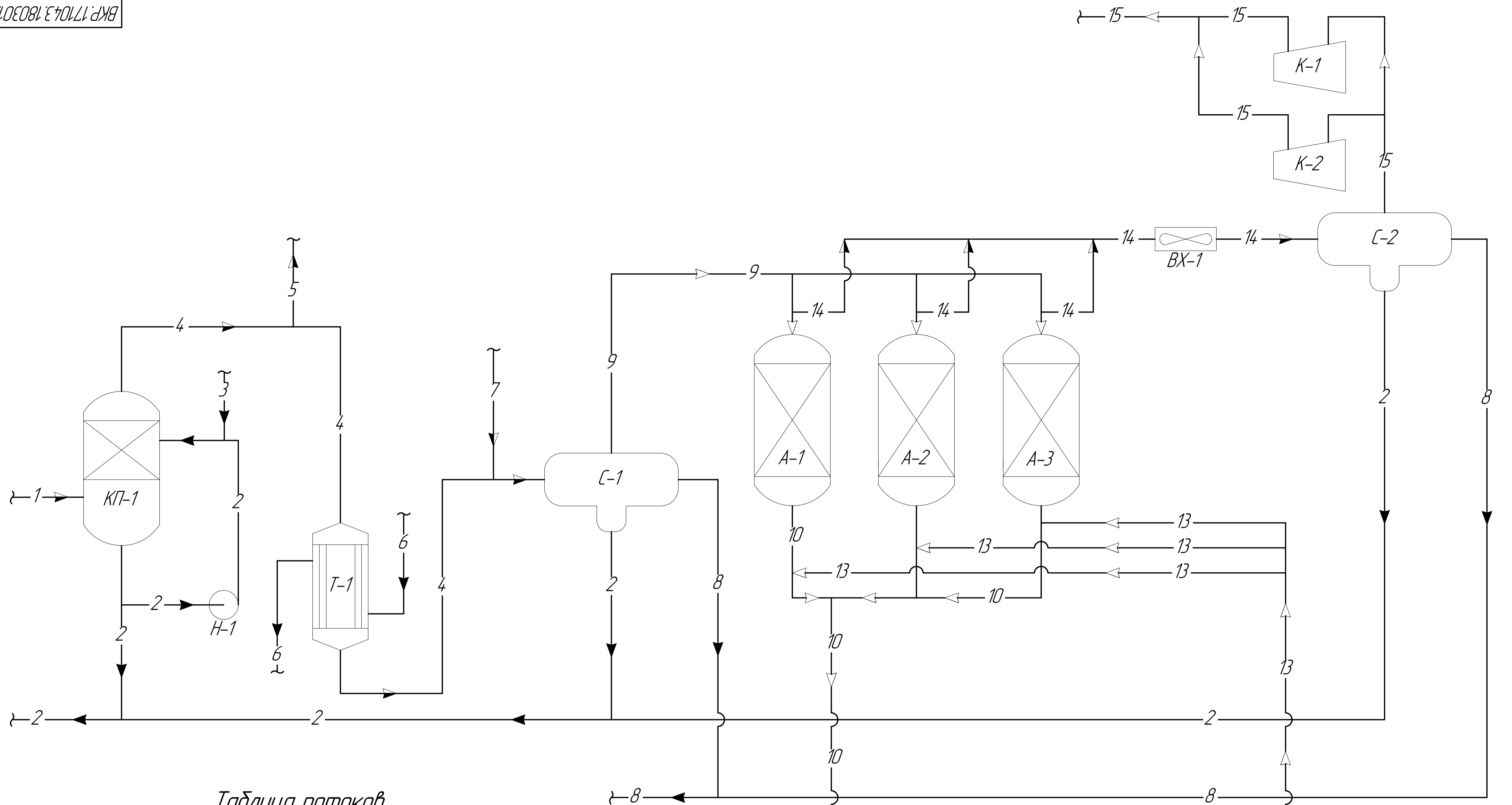


Таблица потоков

Обозначение	Наименование среды
Букв.	Графическое
- 1 - 1 -	Влажный обессеренный газ
- 2 - 2 -	Водяной конденсат
- 3 - 3 -	Деминерализованная вода
- 4 - 4 -	Промытый газ
- 5 - 5 -	Промытый газ в блок отбензинивания
- 6 - 6 -	Товарный газ из блока отбензинивания
- 7 - 7 -	Промытый газ из блока отбензинивания
- 8 - 8 -	Углеводородный конденсат
- 9 - 9 -	Влажный газ на адсорбцию
- 10 - 10 -	Осушенный запыленный газ
- 11 - 11 -	Осушенный газ
- 12 - 12 -	Осушенный газ для переработки в блок отбензинивания
- 13 - 13 -	Осушенный газ на десорбцию
- 14 - 14 -	Газ регенерации
- 15 - 15 -	Газ регенерации на установку аминовой очистки

Экспликация

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
КП-1	Колонна промывки	1	
Н-1	Насос	1	
Т-1	Теплообменник	1	
С-1-2	Сепаратор трехфазный	2	
А-1-2-3	Адсорбер	3	
ВХ-1	Аппарат воздушного охлаждения	1	
К-1-2	Компрессор	2	
Ф-1-2	Фильтр	2	
П-1-2	Печь трубчатая	2	

ВКР.17104.3.180301ТС

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Модернизация установки адсорбционной осушки газа	Лист	Масса	Масштаб
Разраб.	Ахрименко К.А.	Гужель Ю.А.				1		2
Проб.					Технологическая схема	Лист	1	Листов
Утв.	Родина Т.А.	Гужель Ю.А.				АмГУ ИФФ	гр. 718-ад	Формат

Копирабол

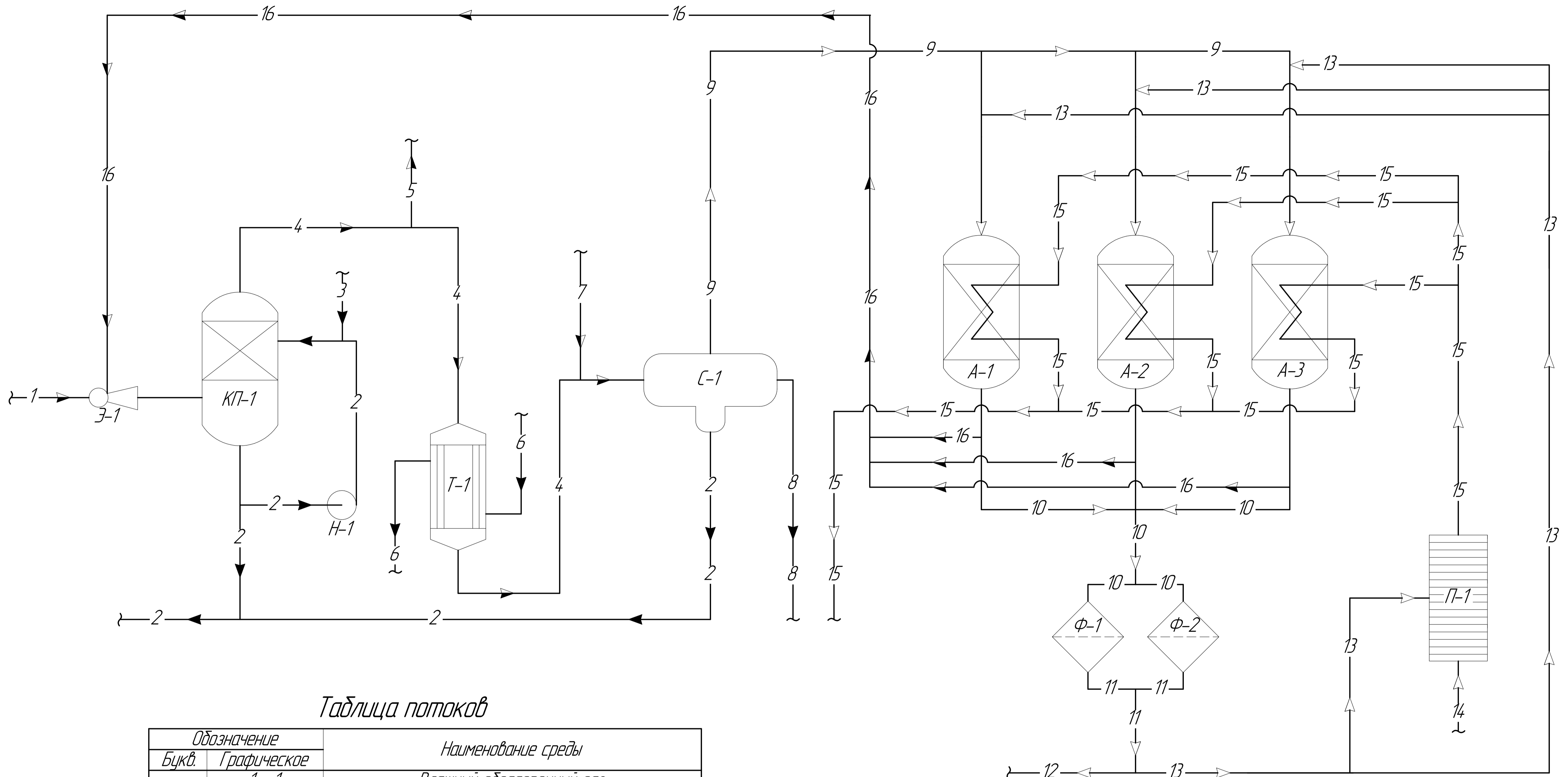


Таблица потоков

Обозначение		Наименование среды
Букв.	Графическое	
- 1 - 1 -		Влажный абсорбционный газ
- 2 - 2 -		Водяной конденсат
- 3 - 3 -		Деминерализованная вода
- 4 - 4 -		Промытый газ
- 5 - 5 -		Промытый газ в блок отбензинивания
- 6 - 6 -		Товарный газ из блока отбензинивания
- 7 - 7 -		Газ из блока отбензинивания
- 8 - 8 -		Углеводородный конденсат
- 9 - 9 -		Влажный газ на адсорбцию
- 10 - 10 -		Осушенный запыленный газ
- 11 - 11 -		Осушенный газ
- 12 - 12 -		Осушенный газ для переработки в блок отбензинивания
- 13 - 13 -		Осушенный газ на десорбцию
- 14 - 14 -		Воздух
- 15 - 15 -		Воздух для нагрева
- 16 - 16 -		Газ регенерации

Экспликация

Обозначение	Наименование	Кол.	Примечание
КП-1	Колонна промывки	1	
Н-1	Насос	1	
Т-1	Теплообменник	1	
С-1	Сепаратор трехфазный	1	
А-1-2-3	Адсорбер	3	
Э-1	Эжектор	1	
Ф-1-2	Фильтр	2	
П-1	Печь каталитическая	1	

ВКР.17104.3.180301ТС			
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.
Разраб.	Ахрименко К.А.		
Проб.	Гижель Ю.А.		
Контр.			
Исполн.	Родина Т.А.		
Утв.	Гижель Ю.А.		
Модернизация установки адсорбционной осушки газа			Лист 2 / Листов 2
Технологическая схема			АИГЧ ИФФ гр. 718-ад Формат А1