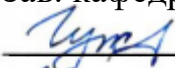


**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**  
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

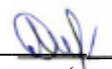
Инженерно-физический факультет  
Кафедра химии и химической технологии  
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология  
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая техно-  
логия природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ  
Зав. кафедрой  
 Ю.А. Гужель  
«28» июня 2021 г.


**БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА**

на тему: Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа

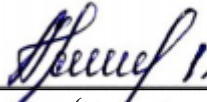
Исполнитель  
студент группы 718-об

 18.06.2021 Е.Ю. Сивцова  
(подпись, дата)

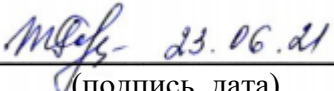
Руководитель  
доцент, канд. техн. наук

 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 Сивцовой Елизаветы Юрьевны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчет установки осушки и отбензинивания природного 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 – 249467 кг/ч. Температура в осушителе – 28 °С; давление в осушителе – 6,3 МПа; число часов работы цикла – 16 часов. Линейная скорость газа в свободном сечении – 0,226 м/с. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная и иная документация
4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам осушки и отбензинивания природного газа. Характеристика сырья и готовой продукции. Описание технологической схемы осушки газа. Описание технологической схемы отбензинивания газа. Технологический расчет основного и вспомогательного оборудования. Безопасность и экологичность производства
5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки осушки газа
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 81 с., 8 рисунков, 14 таблиц, 33 источника.

ОСУШКА, АДСОРБЦИЯ, ПРИРОДНЫЙ ГАЗ, СЫРЬЕ, РЕГЕНЕРАЦИЯ, ПРОЦЕСС, ОТБЕНЗИНИВАНИЕ, СЕПАРАТОР, ДЕСОРБЕР, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, ШФЛУ, РАСЧЕТ, АДСОРБЕНТ, БЕЗОПАСНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА, КОЛОННА

В работе подобрана и проанализирована литература для изучения процесса осушки и отбензинивания природного газа, а также применяемые способы осушки, низкотемпературные методы отбензинивания природного газа.

Цель работы – анализ основных методов осушки и отбензинивания природного газа и выполнение расчета основного и вспомогательного оборудования на установках осушки и отбензинивания природного газа.

В ходе работы изучены блоки установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, основное оборудование и аппараты.

Выполнен технологический расчет основного и вспомогательного оборудования. Составлен материальный баланс адсорбера и колонны дезтанизации.

В работе рассмотрены основные требования безопасности при эксплуатации установки отбензинивания природного газа, а также должностные инструкции оператора установки.

Выполнена графическая часть работы, включающая технологические схемы установок осушки и отбензинивания природного газа.

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Сивцова Е. Ю.			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю. А.				У	3	81
<i>Н. контр.</i>		Родина Т. А.				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю. А.						

## СОДЕРЖАНИЕ

Определения, обозначения, сокращения .....	6
Введение .....	7
1 Литературный обзор .....	8
1.1 Осушка природных газов .....	8
1.1.1 Осушка охлаждением .....	8
1.1.2 Абсорбционная осушка .....	10
1.1.3 Осушка газа впрыском гликоля .....	13
1.1.4 Адсорбционная осушка .....	16
1.2 Отбензинивание природных газов .....	19
1.2.1 Метод низкотемпературной сепарации .....	20
1.2.2 Метод низкотемпературной конденсации .....	23
1.2.3 Адсорбционный метод.....	24
1.2.4 Абсорбционный метод.....	25
1.3 Инновационные методы осушки и отбензинивания газа.....	28
2 Технологическая часть .....	35
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции.....	35
2.2 Описание технологической схемы осушки .....	37
2.3 Описание технологической схемы отбензинивания .....	41
2.4 Материальный баланс адсорбера.....	44
2.5 Характеристика режима работы основных аппаратов .....	48
2.6 Расчет основного оборудования .....	50
2.6.1 Расчет адсорбера .....	50
2.6.2 Расчет материального баланса колонны деэтанализации.....	54
2.6.3 Тепловой расчет печи .....	58

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Сивцова Е. Ю.</i>			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>				у	4	81
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

2.7	Расчет вспомогательного оборудования.....	63
2.7.1	Расчет пористого фильтра.....	63
2.7.2	Расчет рефлюксной емкости .....	67
3	Безопасность и экологичность производства.....	69
3.1	Основные требования безопасности при эксплуатации установки отбензинивания природного газа .....	69
3.2	Должностные инструкции оператора установки отбензинивания природного газа .....	72
3.2.1	Общие положения .....	72
3.2.2	Требования к знаниям.....	73
3.2.3	Права работника .....	74
3.2.4	Ответственность .....	75
	Заключение .....	77
	Библиографический список.....	78

## ОПРЕДЕЛЕНИЯ, ОБОЗНАЧЕНИЯ, СОКРАЩЕНИЯ

В настоящей бакалаврской работе применяются следующие термины с соответствующими определениями:

ГПЗ – газоперерабатывающий завод;

МЭА – моноэтаноламин;

ДЭГ – диэтиленгликоль;

ДЭГ – диэтиленгликоль;

ТЭГ – триэтиленгликоль;

ШФЛУ – широкая фракция легких углеводородов;

НТС – низкотемпературная сепарация;

НТК – низкотемпературная конденсация;

СПБТ – смесь пропан-бутан техническая;

КЦА – короткоцикловая адсорбция;

ВСС – вакуумсоздающая система;

ppm – parts per million (миллионная доля)

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Сивцова Е. Ю.			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю. А.				У	6	81
<i>Н. контр.</i>		Родина Т. А.				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю. А.						

## ВВЕДЕНИЕ

Большинство углеводородных газов, которые подвергаются переработке, содержат влагу. Присутствие влаги в газе негативно влияет на процессы переработки. При его переработке снижаются основные технико-экономические показатели работы установок.

Отбензинивание газа проводится для удаления из газа пропан-бутановых и более тяжелых (бензиновых) углеводородных компонентов с целью получения сырья для нефтехимических и химических производств.

Цель бакалаврской работы – рассмотрение применяемых методов осушки и отбензинивания природного газа с используемыми технологическими схемами на Астраханском ГПЗ, а также расчет основного и вспомогательного оборудования, применяемого на данных установках.

Для достижения цели были поставлены следующие задачи:

1. Провести поиск и анализ учебной и научной литературы, документации по вопросам осушки и отбензинивания природного газа.
2. Изучить технологическую схему установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, а также основные параметры ведения процессов, сырье и получаемую продукцию.
3. Выполнить технологический расчет основного и вспомогательного оборудования.
4. Рассмотреть основные требования безопасности при эксплуатации установки отбензинивания природного газа, а также должностные инструкции оператора установки.
5. Выполнить чертежи технологических схем осушки и отбензинивания природного газа.

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Сивцова Е. Ю.			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю. А.				у	7	81
<i>Н. контр.</i>		Родина Т. А.				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю. А.						

# 1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

## 1.1 Осушка природных газов

Избыточная влага, находящаяся в газе, вызывает множество проблем при его транспортировке. При транспортировании и обработке газа вследствие снижения температуры в системе начинается конденсация водяных паров, что приводит к образованию в ней водного конденсата, который вместе с компонентами природного газа образует гидраты. Гидраты отлагаются в газопроводах, что приводит к уменьшению их сечения, а иногда и к аварийным остановкам. Более того, наличие воды в системе повышает коррозию аппаратуры, особенно, если в состав сырьевого газа входят кислые компоненты. В связи с этим природные газы перед подачей в газопроводы подвергаются осушке.

Выбор метода осушки газа зависит от состава сырья и от дальнейшего использования газа. Для осушки тощих газов, то есть газов, не содержащих тяжелые углеводороды выше пороговой концентрации (концентрация углеводородов, которая не служит препятствием для нормальной транспортировки газов), используются абсорбционные и адсорбционные процессы. Если в газе содержится конденсат, то переработка газа проводится с применением низкотемпературных процессов. Также на стадии охлаждения из-за снижения равновесной влагоемкости газа осуществляется конденсация водяных паров.

Проектирование установок осушки газа включает в себя: определение необходимой точки росы газа по воде, принятие концентрации исходного и отработанного растворов осушителя, выбор оборудования для блоков осушки и регенерации и так далее [1].

### 1.1.1 Осушка охлаждением

Осушка газа охлаждением основана на изменении влажности газа в зави-

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Сивцова Е. Ю.			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю. А.				У	8	81
<i>Н. контр.</i>		Родина Т. А.				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю. А.						



симости от температуры. Если охладить теплый газ, то часть влаги, содержащейся в нем в паровой фазе, сконденсируется. Образовавшийся конденсат можно удалить и газ с более низкой влажностью будет иметь меньшую точку росы. Необходимая степень осушки газа охлаждением обеспечивается в том случае, если газ охлаждается до температуры ниже минимальной температуры, наблюдающейся при его дальнейшем транспортировании.

В зимний период, когда температура окружающего воздуха ниже температуры грунта, возможно вымораживание влаги из газа за счет естественного холода (при надземной прокладке газопровода). Оформление процесса сводится к пропусканию газа через батарею труб с необходимой поверхностью теплообмена. При движении газа по трубам он охлаждается, влага конденсируется и кристаллизуется на внутренних стенках труб. Вымораживатели включаются в работу поочередно, а их регенерация осуществляется продувкой отработанной батареи труб острым водяным паром.

Также различают вымораживание с помощью искусственного холода. Его применяют гораздо чаще, и основывается либо на применении холодильных машин, либо на дросселировании, либо, наконец, на использовании винтовых детандеров. Причём, первые два процесса применяются, как правило, в сочетании друг с другом, а все методы искусственного охлаждения реализуются совместно с низкотемпературной сепарацией.

Сущность эффекта дросселирования основана на эффекте Джоуля – Томпсона, согласно которого, любое снижение давления газа на 1 атмосферу в специальном устройстве (дросселе – представляющим собой специфическую диафрагму) вызывает понижение температуры газа от 0,15 °С до 0,25 °С. Легко заметить, что охладить подобным образом газ до температур, предусмотренных нормативными документами, возможно только в том случае, если он имеет высокое давление, намного превышающее давление первой ступени сепарации. Таким образом, данный способ применим, в основном, для продукции газовых и газоконденсатных месторождений.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		9

Сущность метода вымораживания с использованием детандеров сводится к политропному расширению газа с отдачей внешней работы. В этом случае, детандер – это аппарат (чаще всего винтовой или турбинный компрессор), способный обеспечить подобное расширение. Для выполнения внешней работы вал детандера жестко связывают с любым необходимым устройством. Преимущество подобного метода охлаждения неоспоримо, так как позволяет охлаждать газ на 12 °С – 20 °С на каждую атмосферу сбрасываемого давления, что делает возможным обработку практически любого попутного или природного газа [2].

### 1.1.2 Абсорбционная осушка

Осушка газа абсорбционным методом получила наибольшее распространение в газовой промышленности. Данный метод весьма экономичен при осушке больших потоков природных газов под высоким давлением и депрессии точки росы до 60 °С. Осушка газа абсорбентами основана на разности парциальных давлений водяных паров в газе и абсорбенте [3].

Абсорбентами для осушки природного газа служат гликоли (этиленгликоль, диэтиленгликоль, триэтиленгликоль, пропиленгликоль), растворы хлористого кальция и хлористого лития, комбинированные растворы.

Достоинства и недостатки абсорбентов представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Достоинства и недостатки абсорбентов

Абсорбент	Достоинства	Недостатки
1	2	3
Раствор хлористого кальция	Дешев. Малый удельный расход	Образует эмульсию с жидкими углеводородами. Образует химические соединения с H <sub>2</sub> S. Электролитическая коррозия. Малая депрессия точки росы газа (11 °С – 19,5 °С)
Раствор хлористого лития	Высокая поглощательная способность по воде. Малая коррозионность. Стабильность по отношению к гидролизу. Депрессия точки росы газа достигает 22,2 °С – 37,2 °С	Высокая стоимость. Товарные сорта содержат примеси, вызывающие коррозию

1	2	3
Раствор: 10 % – 30 % МЭА, 60 % – 85 % ДЭГ, 5 % – 10 % воды	Одновременно извлекает из газа воду, CO <sub>2</sub> и H <sub>2</sub> S, т. е. одновременно осушает и очищает газ. Уменьшает склонность амина к пенообразованию	Потери из-за уноса больше, чем при применении ТЭГ. Применяется только для осушки и очистки кислых газов. Коррозионность при температурах регенерации. Малая депрессия точки росы газа
ДЭГ	Высокая гигроскопичность. Стабильность в присутствии сернистых соединений, O <sub>2</sub> и CO <sub>2</sub> при обычных температурах. Концентрированные растворы не затвердевают	Потери от уноса больше, чем ТЭГ. Трудно получить растворы высокой концентрации (выше 95 %). Депрессия точки росы газа меньше, чем при осушке ТЭГ. Высокая стоимость
ТЭГ	Высокая гигроскопичность. Высокая депрессия точки росы осушаемого газа (27,8 °С – 47,3 °С). Стабильность в присутствии сернистых соединений, O <sub>2</sub> и CO <sub>2</sub> при обычных температурах. Простота регенерации до концентрации 99 %. Малые потери от уноса. Концентрированные растворы не затвердевают	Большие капитальные затраты. Склонность к пенообразованию в присутствии легких углеводородных жидкостей. Необходимость иногда добавлять антивспениватель

В настоящее время массовое применение в процессах осушки газа абсорбционными методами нашли гликоли: триэтиленгликоль – за рубежом, диэтиленгликоль – главным образом в отечественной практике [4].

Основными требованиями, предъявляемыми к абсорбентам, являются высокая поглотительная способность, невысокое давление насыщенных паров, большая селективность в отношении компонентов газа, нейтральность в отношении компонентов газов и ингибиторов, а также низкая коррозионная активность, невысокая вспениваемость в условиях контакта с газовой смесью и низкая вязкость в условиях эксплуатации [2].

Принципиальная технологическая схема установки абсорбционной осушки газа приведена на рисунке 1.

Влажный газ I направляется в абсорбер 1 под нижнюю тарелку. Контактная с абсорбентом, стекающим с верха абсорбера, газ осушается по мере про-



полнения потерь подают свежий абсорбент VII. В куб десорбера б для снижения парциального давления водяных паров подают отпаривающий агент VI.

На промышленных установках часть абсорбента, циркулирующего в системе, подвергается фильтрации для улавливания твердых частиц и грязи, которые вызывают вспенивание абсорбента и затрудняют проведение технологического процесса.

Эффективность осушки газа абсорбционным способом зависит от природы абсорбента, концентрации абсорбента на входе в абсорбер, кратности циркуляции абсорбента, термодинамических параметров абсорбции, организации поверхности контакта массообменивающихся фаз, наличия примесей и жидких углеводородов в осушаемом газе.

Основными показателями технологического режима процесса абсорбционной осушки являются температура, давление, кратность циркуляции абсорбента и концентрация регенерированного абсорбента [4].

Достоинствами абсорбционной осушки перед другими методами являются: относительно невысокие капиталовложения и эксплуатационные расходы, небольшие перепады давления газа в системе осушки, возможность осушать газ, содержащий вещества, отравляющие твердые поглотители.

К недостаткам данного метода можно отнести: меньшее снижение точки росы (по сравнению с осушкой газа адсорбентами), вспенивание поглотителей при наличии в газе тяжелых углеводородов [5].

### 1.1.3 Осушка газа впрыском гликоля

Широкое распространение в Западной Европе получили распыливающие абсорберы, диаметр которых сходен с диаметром подводящего газопровода. Эффективность процесса определяется степенью распыления раствора форсунками. Распыленная жидкость образует большую поверхность контакта фаз, а высокие скорости газа (1 – 10 м/с) создают интенсивный массообмен и благоприятное расположение частиц в потоке. Наилучший массообмен обеспечивается при больших относительных скоростях газа и капель, что обеспечивается

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		13

путем впрыска гликоля навстречу газовому потоку. Пределом дробления частиц жидкости является образование тумана. Оптимальная температура осушки составляет 15 °С – 30 °С. Подачу гликоля к форсункам можно проводить при температуре выше 30 °С, когда вязкость его невелика. Во время контакта с газом гликоль принимает температуру потока мгновенно, так как относительное количество его ничтожно мало. Процесс осушки в каждой ступени осуществляется в конусе форсунки, особенно в момент образования капель гликоля и заканчивается в объеме аппарата и сепараторе. Для фильтрации гликоля предусмотрены фильтры, которые обеспечивают удаление мелких частиц твердого вещества, находящихся в газе, так как механические примеси забивают сопла форсунок и вызывают вспенивание раствора.

Если процесс осушки газа гликолем проводят при низких температурах, то используют 70 – 85-процентный раствор моноэтиленгликоля и подачу гликоля реализуют впрыском в теплообменник.

В состав установки осушки газа с впрыском гликоля входят три важных узла: впрыск гликоля, трехфазный разделитель и узел регенерации гликоля. Эффективность осушки зависит от степени распыления осушителя. Для тонкого распыления гликоля применяют специальные распылительные сопла. По мере движения газа внутри труб осуществляется укрупнение капель жидкости, что значительно облегчает разделение осушенного газа и насыщенного осушителя, а также сконденсированных углеводородов. Десорбцию воды проводят в регенераторе гликоля. Принципиальная схема промышленной установки осушки газа с впрыском гликоля представлена на рисунке 2.

Сжатый влажный газ поступает в водяной холодильник 1, водоотделитель 2, узел впрыска гликоля 3 и теплообменник 4. Затем газ проходит пропановый холодильник 5 и далее трехфазный разделитель 6.

Осушенный газ и углеводородный конденсат из трехфазного разделителя направляются на дальнейшую переработку, а насыщенный гликоль на регенерацию. После прохождения выветривателя 7 насыщенный водой гликоль про-

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		14



вый конденсат, дает возможность использовать в качестве осушителя гликоли с концентрацией 70 % – 80 %. Недостатком данного метода осушки является большие потери осушителя с газовым конденсатом. Осушка газа методом абсорбции сводит к минимуму потери гликоля, однако требует более высокой степени регенерации гликоля (до 95 % – 99 %).

#### 1.1.4 Адсорбционная осушка

Сущность адсорбционной осушки заключается в избирательном поглощении поверхностью пор адсорбента молекул воды с дальнейшим извлечением их из пор внешними воздействиями: увеличением температуры адсорбента или уменьшением давления среды.

Осушка газа адсорбентами проводится в аппаратах периодического действия с неподвижным слоем поглотителя. Полный цикл процесса осушки складывается из следующих основных стадий: адсорбция, регенерация и охлаждение адсорбента.

В качестве адсорбентов используют силикагели, алюмосиликагели, активированный оксид алюминия, бокситы и молекулярные сита (цеолиты). Их адсорбционная емкость в большей степени зависит от размера пор и соответственно удельной поверхности. Особенностью молекулярных сит является способность поглощать не только влагу, но и сероводород и углекислоту. Для снижения сопротивления движению газа адсорбенты изготавливают в виде шариков или гранул. К ним предъявляются очень жесткие требования: он должен быстро поглощать влагу из газа и легко регенерироваться, выдерживать многократную регенерацию без значительной потери активности и прочности, иметь высокую механическую прочность и поглотительную способность, оказывать малое сопротивление потоку газа, иметь невысокую стоимость. Иногда применяют комбинацию двух адсорбентов в одном аппарате. Для регенерации поглотителя используют нагретый газ [6].

Для осушки газа в промышленных установках наиболее часто применяют силикагели и молекулярные сита.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		16



Основными преимуществами силикагелей являются: невысокая температура (до 200 °С), необходимая для регенерации и, следовательно, более низкие энергозатраты, чем при регенерации других сорбентов, низкая себестоимость при крупнотоннажном промышленном производстве. Наибольшей эффективностью обладает мелкопористый силикагель марки КСМ.

Молекулярные сита – самый дорогой адсорбент. Они обеспечивают низкую точку росы при высокой адсорбционной способности, обладают прочностью при контакте с влагой. Эксплуатационные расходы более низкие при их применении [1].

Установка адсорбционной осушки состоит, как минимум, из двух адсорбционных аппаратов. Технологическая схема установки осушки газа твердыми поглотителями приведена на рисунке 3.

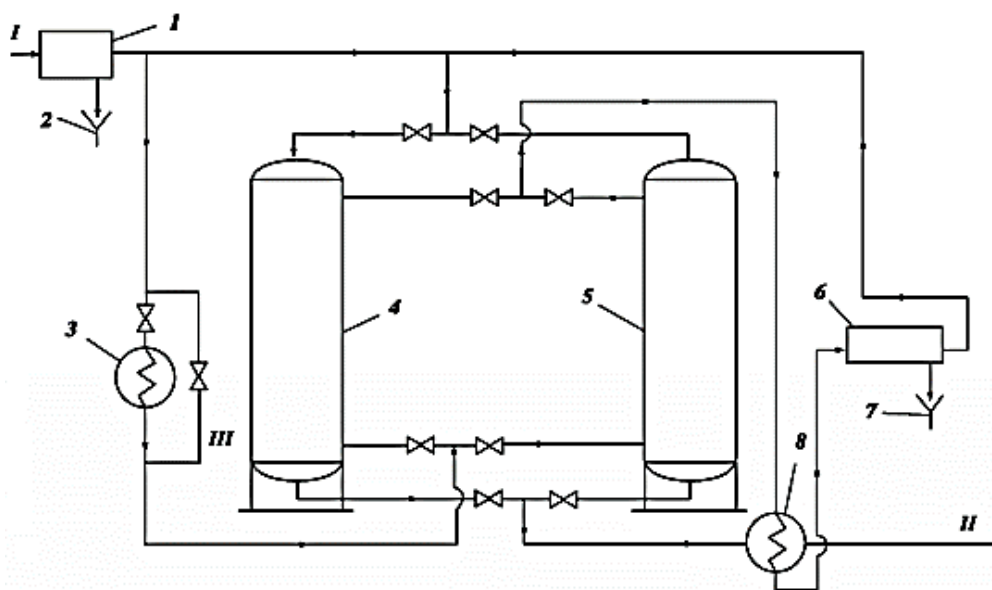


Рисунок 3 – Технологическая схема осушки газа твердыми поглотителями:

1 – каплеотбойник; 2, 7 – сбор стоков; 3 – трубчатый нагреватель; 4, 5 – адсорберы; 6 – сепаратор; 8 – теплообменник

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

Влажный газ проходит через каплеотбойник 1, после чего поступает свер-

ху в один из адсорберов и проходит его. Другой адсорбер в это время находится на стадии регенерации или охлаждения. Осушенный газ поступает на дальнейшую переработку или в газопровод. Часть исходного газа, пройдя через трубчатый подогреватель 3, направляется в низ другого адсорбера для регенерации осушителя. Газ с регенерации поступает в теплообменник 8 для охлаждения, затем в сепаратор 6 для отделения воды и смешивается с основным потоком влажного газа.

Полный цикл работы одного аппарата включает четыре основных этапа:

1) адсорбция протекает при температуре  $35\text{ }^{\circ}\text{C} - 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ , давлении  $8 - 12\text{ МПа}$ , длительности контакта газа с адсорбентом не менее  $10\text{ с}$  (скорость газа в аппарате  $0,15 - 0,30\text{ м/с}$ ). Длительность адсорбции выбирают исходя из адсорбционной емкости поглотителя, начальной и конечной влажности газа, загрузки адсорбента в аппарате;

2) нагрев адсорбента, который производится после переключения аппарата с режима адсорбции на десорбцию. Нагрев производится горячим газом из трубчатого нагревателя со скоростью не более  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$  в час. Время, затраченное на нагрев, составляет  $0,6 - 0,65$  от периода адсорбции;

3) десорбция – вытеснение из пор адсорбента поглощенной воды и восстановление его адсорбционной активности. Она начинает происходить, когда температура адсорбента составляет  $160\text{ }^{\circ}\text{C} - 180\text{ }^{\circ}\text{C}$  (для силикагелей) или  $280\text{ }^{\circ}\text{C} - 290\text{ }^{\circ}\text{C}$  (для цеолитов). Горячий газ в периоды нагрева и десорбции проходит слой адсорбента в направлении снизу вверх;

4) охлаждение адсорбента начинают после завершения стадии десорбции и переключения аппарата на режим адсорбции. Охлаждение ведут исходным холодным газом. Период охлаждения составляет  $0,35 - 0,40$  от времени, затраченного на адсорбцию.

При адсорбционной осушке наличие в газе углеводородов  $\text{C}_{4+}$  осложняет процесс, т. к. данные углеводороды при десорбции воды и высокой температуре могут образовывать коксовые отложения в порах адсорбента. Постепенное

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		18

закоксовывание адсорбента приводит к снижению его адсорбционной емкости, следовательно, требуется периодически регенерировать адсорбент.

Наиболее надежными в работе при осушке газов, содержащих кислые компоненты, являются цеолиты.

Достоинства адсорбционного метода осушки по сравнению с абсорбционным методом – высокая степень осушки газа, которая не зависит от его параметров, компактность установки, малые капитальные затраты для установок малой мощности.

Недостатками метода являются большие расходы на адсорбент, высокое сопротивление потоку газа и большие затраты при строительстве установок большой мощности.

Адсорбционную осушку применяют, когда требуется достичь высокой глубины осушки газов, так как данный метод позволяет достичь депрессию точки росы до 100 °С. Очищенный природный газ, который направляется, например, на гелиевый завод, обязательно подвергают адсорбционной осушке на цеолитах, так как к сырью установок низкотемпературной переработки предъявляются жесткие требования по содержанию влаги (точка росы должна быть не выше минус 70 °С) [6].

## 1.2 Отбензинивание природных газов

Огромное количество различных углеводородных соединений содержится в составе природного и попутного газов: метан, этан, пропан, бутаны, пентаны, а также более тяжелые углеводороды.

Этан – ценное нефтехимической сырье: его основная часть подвергается пиролизу с целью получения этилена, который затем применяется для производства полиэтилена.

Пропан и бутаны применяются в качестве топлива для коммунально-бытовых нужд, в двигателях внутреннего сгорания и в качестве сырья для нефтехимической переработки, также они используются в процессе пиролиза как сырье.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		19

Пентаны являются сырьем для производства нефтехимической переработки, а также составной частью моторных топлив.

Для выделения данных углеводородных компонентов из природного и попутного газа применяют разнообразные методы отбензинивания газов.

Продукты установок отбензинивания – отбензиненный сухой газ (метан или метан + этан), топливный газ (метан + этан + пропан), деэтанализированный нестабильный газовый конденсат, ШФЛУ (фракция углеводородов  $C_{3+}$ ) или деметанизированный нестабильный газовый конденсат (фракция углеводородов  $C_{2+}$ ) [4].

### 1.2.1 Метод низкотемпературной сепарации

Низкотемпературная сепарация – процесс однократной конденсации газа при температурах от минус 10 °С до минус 25 °С и разделения образовавшихся равновесных газовой и жидкой фаз. Жидкая фаза состоит главным образом из углеводородов  $C_{3+}$ , а газовая – из метана и этана.

Принципиальная технологическая схема установки НТС представлена на рисунке 4.

Сырой газ из скважины I поступает во входной сепаратор 1, где от него отделяются пластовая вода с ингибитором гидратообразования VI и сконденсированный газовый конденсат VII. Затем частично отсепарированный газ VIII охлаждается в регенеративных теплообменниках 2 и 3, после чего направляется через дроссель 4 в низкотемпературный сепаратор 5. Из-за перепада давлений в дросселе 4 снижается температура газа. Вместо дросселя 4 могут использоваться детандер (машина, приводимая в действие за счет энергии газа, газ при этом снижает давление и температуру) или испаритель холодильной машины (в случае низкого исходного давления сырьевого газа).

Отсепарированный газ II из сепаратора 5 через теплообменник 2 подается в магистральный газопровод. Жидкая фаза IV из низкотемпературного сепаратора 5 через дроссель 6 поступает в сепаратор 7, где из нее выветривается образовавшийся при дросселировании газ V. Для предупреждения гидратообразова-

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		20



Давление сепарации определяется давлением исходного газа и в пределах обычно используемых давлений (5,0 – 7,5 МПа) незначительно влияет на степень извлечения компонентов  $C_{5+}$ .

Для обеспечения наибольшей степени извлечения тяжелых углеводородов при более легком составе исходного газа требуется более низкая температура.

Для лучшего извлечения тяжелых углеводородов применяются два метода:

- 1) сорбция в потоке;
- 2) изоэнтропийное расширение газа.

Сорбция в потоке – это впрыск в поток газа перед низкотемпературным сепаратором стабильного газового конденсата или других углеводородных жидкостей для утяжеления состава газа.

Изоэнтропийное расширение газа – это расширение газа в детандерах, позволяющее использовать энергию газа для других целей, например для перекачки жидкостей и др. Для такого расширения газа нужно иметь достаточно высокое его начальное давление [4].

Процесс НТС целесообразно использовать только на небольших месторождениях с коротким сроком разработки, а также для первичной обработки газа на промыслах с последующей его подачей на ГПЗ.

К достоинствам установок НТС можно отнести [8]:

- 1) низкие капитальные вложения и эксплуатационные затраты при наличии свободного перепада давления;
- 2) одновременную осушку газа до точки росы, достаточных для дальнейшего транспорта газа.

Для установок НТС характерны следующие недостатки:

- 1) низкие степени извлечения газового конденсата, особенно для тощих газов;
- 2) высокие потери целевых компонентов с товарным газом;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		22

3) снижение эффективности процесса из-за облегчения состава газа и повышение температуры НТС;

4) необходимость реконструкции на период истощения свободного перепада давления;

5) применение ингибитора гидратообразования.

#### 1.2.2 Метод низкотемпературной конденсации

Метод НТК основан на охлаждении газа до требуемой температуры при постоянном давлении, сопровождающемся конденсацией извлекаемых из газов компонентов, с последующим разделением газовой и жидкой фаз в сепараторах. Данный процесс осуществляется при температурах от 0 °С до минус 40 °С.

В процессе НТК газа охлаждение проводится до требуемой степени конденсации паровой фазы, определяющейся необходимой глубиной извлечения целевых компонентов из газа и достигается с помощью определенной конечной температуры процесса охлаждения. Эта температура достигается путем подвода соответствующего количества холода нужного потенциала [9].

Высокой четкости разделения углеводородных газов путем однократной конденсации и последующей сепарации добиться практически невозможно, поэтому современные схемы НТК включают ректификационные колонны деметанизации/деэтанализации/дебутанизации. При этом газовая фаза выводится с установки с последней ступени сепарации, а жидкая фаза после теплообмена с потоком сырьевого газа поступает на питание в колонну деметанизации или деэтанализации.

Использование данного метода за счет искусственного внешнего холода позволяет поддерживать стабильную точку росы, которая не зависит от времени года и перепада давлений (в отличие от НТС), и добиваться более глубокого извлечения тяжелых углеводородов.

Точка росы по углеводородам на установках НТК может составлять до минус 40 °С, что существенно повышает количество жидкого продукта в виде ШФЛУ, СПБТ и конденсата газового стабильного.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		23

На эффективность процесса НТК влияет давление и температура. Повышение давления приводит к значительному увеличению степени конденсации углеводородов, но к снижению селективности.

Уменьшение температуры при постоянном давлении способствует увеличению селективности: тяжелые углеводороды переходят в жидкую фазу быстрее [4].

Технологические схемы процесса НТК классифицируются по числу ступеней сепарации (одно-, двух- и трехступенчатые), по виду источников холода (с внешним, внутренним или комбинированным холодильным циклом) и по виду получаемого целевого продукта ( $C_{2+}$  и  $C_{3+}$ ). При этом внешний холодильный цикл может быть с однокомпонентным или многокомпонентным (смешанным) хладагентом. Внутренний холодильный цикл может быть с дросселированием технологических потоков и с узлом детандирования газа [6].

### 1.2.3 Адсорбционный метод

Адсорбционный способ отбензинивания газа основан на поглощении газов, паров и жидкостей поверхностными слоями твердых поглотителей.

Данный метод применяется для отбензинивания больших потоков газа с малым содержанием извлекаемых углеводородов ( $1 - 20 \text{ г/м}^3$ ), который к настоящему времени преобразован в КЦА, при которой вместе с углеводородами извлекается вода.

Технологическая схема процесса КЦА принципиально не отличается от технологической схемы процесса адсорбционной осушки газа.

Условия, которые необходимо соблюдать при использовании процесса КЦА [10]:

1) скорость потока газа должна быть такой же, как при осушке газа адсорбентами (не менее  $0,15 - 0,30 \text{ м/с}$ ). Это позволяет увеличить срок службы адсорбента;

2) время цикла адсорбции при извлечении из газа  $C_{5+}$  должно быть не меньше 15 минут, а углеводородов  $C_{3+}$  – от 15 до 60 минут;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		24



- 3) высота слоя адсорбента должна составлять не меньше 4,5 м;
- 4) температура регенерации должна быть не менее 230 °С. Если в газе содержатся углеводороды C<sub>5+</sub>, то ее желательно повысить до 260 °С – 315 °С;
- 5) при проектировании установки КЦА (стадия десорбции) желательно использование искусственного холода для лучшей конденсации извлеченных углеводородов при регенерации адсорбента.

В качестве адсорбентов применяют активированный уголь, силикагель и молекулярные сита – цеолиты. Активированный уголь в отличие от других адсорбентов не извлекает воду. Тип применяемых цеолитов – NaX, CaX и др. Иногда адсорбционный слой может составлять несколько адсорбентов.

Стадия адсорбции протекает при температурах 30 °С – 70 °С и при давлении перерабатываемого газа.

Стадия десорбции и охлаждения адсорбента может протекать по технологической схеме с замкнутым циклом газа регенерации, который после охлаждения и выделения из него углеводородов C<sub>3+</sub> вновь возвращают на стадию десорбции.

Иногда на установках КЦА применяют открытый цикл – это когда газ регенерации отбирается из потока сырьевого газа, используется для охлаждения адсорбента, нагревается, проходит адсорбер, который находится в стадии десорбции, и охлаждается, таким образом, из него конденсируются углеводороды C<sub>3+</sub>. После этого газ возвращают в поток сырьевого газа.

Количество газа регенерации должно быть минимально необходимым, чтобы концентрация в нем конденсирующихся углеводородов была максимальной для более эффективного проведения процесса [4].

#### 1.2.4 Абсорбционный метод

Абсорбционный метод отбензинивание газов является одним из распространенных процессов извлечения из газов тяжелых углеводородов.

Процесс абсорбции основан на поглощении (растворении) тяжелых углеводородов газа в абсорбенте с последующей их десорбцией (отпаркой) из аб-

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
						25
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

сорбента. Разность парциальных давлений извлекаемого компонента в газовой и жидкой фазах составляют движущую силу абсорбции.

С ростом молекулярной массы углеводородов уменьшается значение их поверхностного натяжения. Следовательно, из газа в первую очередь абсорбируются компоненты, которые сильнее снижают поверхностное натяжение жидкости, т. е. компоненты с большей молекулярной массой.

Эффективному протеканию процесса абсорбции способствует противоток газа и абсорбента, а также образование наибольшей поверхности соприкосновения фаз. Процесс абсорбции протекает с выделением тепла, следовательно, газ и абсорбент нагреваются, причем температура нагрева абсорбента выше температуры газа, т. к. тепло непосредственно сообщается абсорбенту [4].

Абсорбенты, применяемые для извлечения из газа тяжелых углеводородов, должны соответствовать следующим требованиям [11]:

1) температуры их застывания и помутнения ниже самой низкой рабочей температуры в абсорбере, чтобы не произошло застывания абсорбента или резкого повышения его вязкости;

2) отсутствие сернистых соединений, которые загрязняют товарную продукцию установки;

3) отсутствие смол и механических примесей, загрязняющих оборудование и аппаратуру;

4) узкие интервалы кипения – не более 100 °С, для обеспечения стабильности состава абсорбента;

5) минимальное содержание алкенов, т. к. они окисляются кислородом воздуха;

б) высокая плотность;

7) большая избирательность по отношению к целевым компонентам, извлекаемым из газа;

8) минимальное давление насыщенных паров абсорбента во избежание его потерь с отбензиненным газом;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		26

9) относительно низкая вязкость при рабочих температурах и давлениях для хорошей перекачиваемости;

10) устойчивость против пенообразования, невысокая стоимость и возможность производства из продукции разрабатываемого месторождения.

Выбор абсорбента определяется по правилу «подобное растворяется в подобном», поэтому наилучшими абсорбентами по коэффициенту извлечения этана, пропана и бутанов будут являться бензиновые фракции, но они неудовлетворительно регенерируются в десорберах. Вследствие этого на практике абсорбент выбирают таким образом, чтобы температура начала кипения была на 50 °С – 80 °С выше температуры кипения самого тяжелого из извлекаемых компонентов газа.

Наиболее часто на практике в качестве абсорбентов применяют керосиновые или дизельные фракции нефти и газового конденсата с молекулярной массой 140 – 200 [4].

К основным факторам, влияющим на процесс абсорбции, относятся температура, давление, количество теоретических тарелок в абсорбере, удельный расход (кратность циркуляции) абсорбента и скорость газа в абсорбере.

Процесс отбензинивания проводят в цилиндрической колонне – абсорбере. По высоте он разделен барботажными тарелками, на которых происходит контактирование восходящего снизу вверх потока газа и стекающего сверху вниз абсорбента. По мере подъема газа к верхней тарелке, содержащиеся в газе тяжелые углеводороды постепенно растворяются в абсорбенте, и сверху абсорбера отводится отбензиненный газ, практически не содержащий тяжелые углеводороды.

Снизу абсорбера отводится насыщенный абсорбент, который направляется на следующую стадию – десорбцию. На этой стадии благодаря нагреву и снижению давления происходит отпарка из абсорбента поглощенных из газа углеводородов, которые, покидая десорбер сверху, проходят через конденса-

торы-холодильники, где конденсируются и образуют нестабильный газовый бензин.

### **1.3 Инновационные методы осушки и отбензинивания газа**

#### **1. Теплофизический метод осушки газа**

Теплофизический метод предполагает осушку природного газа при нагреве газоконденсатной смеси, при которой используется вторичное тепло масляного теплообменника, а в качестве топлива применяется выделяемый водород.

Этот способ обезвоживания природного газа, поможет исключить использование дорогих, ненадежных в эксплуатации и требующих дополнительного оборудования для регенерации адсорбентов и абсорбентов, а также упростить конструкции и эксплуатацию установок.

Технический результат при использовании данного изобретения заключается в организации простой и надежной осушки природного газа, в стабилизации состава газа после осушки по содержанию паров воды, расширении его функциональных возможностей, без применения ингибиторов гидратообразования и использовании, выделяемого из влаги, водорода в качестве топлива для печи-теплообменника, а также снижение эксплуатационных затрат.

Теплофизический метод осушки газа осуществляется при подачи природного газа в печь-теплообменник, в которой влага, имеющаяся в составе природного газа, испаряется при высокой температуре (110 °С – 150 °С), а за счет теплообмена с техническим маслом, находящимся в печи-теплообменнике с более высокой температурой (290 °С) из состава влаги выделяется водород, который используют как топливо для печи-теплообменника.

Метод имеет следующие преимущества по сравнению с традиционными методами [12]:

- 1) простота конструкции установки;
- 2) отказ от дорогостоящих сорбентов (ДЭГ, ТЭГ, амин, и др.);
- 3) обеспечение экономичной и энергосберегающей технологии;
- 4) обеспечение экологической чистоты окружающей среды.

## 2. Технология абсорбционной осушки газов и вакуумной регенерации абсорбента

Для того чтобы добиться требуемой глубины абсорбционной осушки газов, высокого энергетического КПД, невысоких капитальных и эксплуатационных затрат необходимо дополнить установку абсорбционной осушки газов гидроэжекторной вакуумсоздающей системой и холодильной машиной. Основными достоинствами такой установки являются:

- 1) использование тепла, отбираемого у газа перед осушкой;
- 2) автономность от источников водоснабжения и пароснабжения;
- 3) регенерация абсорбента при пониженном давлении;
- 4) обеспечение тепловой энергией общехозяйственных нужд.

Принципиальная схема энергоэффективной автономной установки абсорбционной осушки газов представлена на рисунке 5.

Охлажденный в абсорбционной холодильной машине 1 сырой газ после отделения конденсата в сепараторе 2 поступает в абсорбер 3, где циркулирующим абсорбентом (ди- или триэтиленгликоль) из газа поглощается влага. Осушенный газ с верха абсорбера выводится с установки. Для предотвращения уноса гликоля в абсорбере устанавливаются каплеотбойники, и при необходимости газ после осушки может направляться в циклон или ресивер для дополнительной сепарации.

Насыщенный влагой гликоль из куба абсорбера направляется на регенерацию в вакуумный десорбер 4, где за счет тепла, выделяемого в холодильной машине 1 и подводимого в куб десорбера 4, а также при пониженном давлении происходит выпаривание влаги из абсорбента. С верха десорбера 4 водяной пар идет в холодильник-конденсатор 5 и сепаратор 6, откуда несконденсировавшаяся часть направляется в струйный аппарат 7 вакуумсоздающей системы 8, и далее парогазожидкостная смесь направляется в сепаратор 9. Туда же может подаваться водный конденсат из сепаратора 6 в качестве рабочей жидкости.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		29



Охлаждение осушаемого газа перед абсорбером осуществляется холодильной машиной, например, абсорбционного типа с огневым обогревом (АБХМ-Т, АБХМ-Тн) 8. Особенностью конструкции АБХМ является наличие печного аппарата для огневого обогрева.

Суммарное тепло, вырабатываемое в печном аппарате от сгорания топлива (газа) и охлаждения осушаемого газа, расходуется не только на работу холодильной машины, но также и на выпаривание влаги из гликоля в десорбере, нагрев контура ГВС и/или отопления для операторной и других хозяйственных объектов предприятия.

Регенерация абсорбента при пониженном давлении (вакууме) обеспечивает снижение количества тепла, подводимого в куб десорбера для выпаривания влаги из гликоля. Для создания вакуума целесообразно использовать гидроэжекторную ВСС, где рабочей жидкостью является вода и конденсирующийся пар из десорбера. В гидроэжекторной ВСС конденсация откачиваемого пара происходит за счет захвата и компримирования струями активной жидкости (воды) в жидкостном струйном аппарате.

В зависимости от состава и влажности осушаемого газа может меняться количество поглощаемых абсорбентом газовых компонентов и воды. Выделяясь в вакуумном десорбере, они подаются в вакуумсоздающую систему и значительно повышают нагрузку на нее. Вследствие увеличения нагрузки снижается глубина вакуума (увеличивается остаточное давление), регенерации абсорбента и, следовательно, степень осушки газа. Из-за ухудшения глубины осушки необходимо увеличить количество циркулирующего и подачу свежего абсорбента, что также приведет к увеличению энергозатрат. При значительной влажности осушаемого газа для снижения нагрузки на ВСС перед вакуумным десорбером целесообразно установить дегазатор. Принципиальная схема установки осушки газов с дегазатором насыщенного абсорбента представлена на рисунке 6.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		31





Таким образом, за счет использования дегазатора значительно снижается нагрузка на ВСС, увеличивается глубина осушки циркулирующего абсорбента, снижается его количество и, следовательно, энергозатраты на создание вакуума и перекачку абсорбента [13].

Современные тенденции совершенствования процессов отбензинивания газа включают направления оптимизации каждого метода. Например, для абсорбционного метода, который начал применяться в производстве раньше других, характерны следующие направления совершенствования: обоснование оптимальных значений расхода абсорбента, повышения давления, снижения температуры в колонне при изменении состава газа, разработка технологических решений поддержания компонентного состава абсорбента, предварительное отбензинивание газа перед его подачей в абсорбер [14,15].

Отбензинивание углеводородных газов на отечественных ГПЗ, построенных в 1950 – 1970 годах, осуществлялось в основном методом масляной абсорбции. И в настоящее время маслоабсорбционные установки эксплуатируются на некоторых заводах, например, на Коробковском ГПЗ.

За годы работы установки масляной абсорбции Коробковского ГПЗ постепенно увеличивались отклонения технологических показателей от проектных значений, изменялся состав отбензиненного газа, ухудшалось состояние оборудования, осложнялся пуск установки после проведения ремонтов. После этого была проведена замена всех колпачковых тарелок (30 шт) на более эффективные клапанные прямоточные полотна в абсорбере, диаметр которого составляет 1,8 м, и в десорбере (28 шт), диаметр колонны 3,8 м. В верхней части абсорбера и абсорбционно-отпарной колонны установлены сетчатые сепараторы.

В результате проведенных работ увеличена эффективность работы установки: снижен перепад давления в колоннах на 0,05 МПа; коэффициент извлечения углеводородных компонентов из газа увеличен на 2 % – 2,5 % по массе, что соответствует около 7,2 тыс т дополнительной жидкой продукции в год; со-

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		33

кращены энергетические затраты на десорбцию из-за снижения на 5 °С – 8 °С температуры куба десорбера [16-18].

Известно, что факторами, влияющими на увеличение отбора целевых компонентов из газа, являются температура и давление: чем выше давление и ниже температура, тем выше степень извлечения компонентов  $C_{3+выше}$  из газа.

Однако увеличение давления в абсорбере невозможно из-за заданных технологических параметров работы установки компримирования нефтяного газа Коробковского ГПЗ. Поэтому основным направлением увеличения степени извлечения компонентов  $C_{3+выше}$  является снижение температуры подаваемого в абсорбер газа и абсорбента за счет модернизации пропановой холодильной установки. С целью снижения изотермы испарения пропана на пропановой холодильной установке проведена модернизация технологической схемы с реконструкцией узла осушки жидкого пропана и заменой силикагеля в адсорберах на синтетический цеолит типа NaA.

Для осушки пропана на холодильной установке Коробковского ГПЗ был введен цеолит NaA производства ООО ТД «Реал Сорб», который обеспечивает требуемую степень осушки пропана, проявляет способность выдерживать смену циклов абсорбция-десорбция, перепад давлений в аппарате, изменение направления газовых потоков без разрушения, измельчения и образования пыли.

Блок осушки пропана-хладагента после реконструкции и замены адсорбента обеспечил надежную работу пропановой холодильной установки с точкой росы пропана до минус 40 °С, что исключает гидратообразование, которое приводит к осложнениям в работе оборудования [19].

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		34

## 2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Сырьём установок является обессеренный (очищенный) газ. Установки осушки и отбензинивания очищенного газа вырабатывают товарный газ по ОСТ 51.40-93 «Газы горючие природные, поставляемые и транспортируемые по магистральным газопроводам», и ШФЛУ, подаваемую на комбинированную установку для получения товарных сжиженных газов. Полученный газ направляют на предприятия теплоэнергетики Астрахани и области (Астраханская ГРЭС, ТЭЦ-2, районные и другие котельные) и собственные нужды Астраханского ГПЗ (различные подогреватели, узловая котельная, нагревательные печи), а также для использования в быту жителями Астраханской области.

Кроме того, на установках осушки и отбензинивания очищенного газа получают газ регенерации, направляемый на установки сероочистки или в топливную сеть завода, углеводородный конденсат, направляемый на установки стабилизации конденсата, газ (этановая фракция) с 12-й тарелки дезанизатора, направляемый на установки очистки компримирования газов стабилизации конденсата, и технологическую воду, выводимую на установки очистки газа сепарации от кислых компонентов раствором диэтанолamina. Основные показатели качества сырья и готовой продукции приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Основные показатели качества сырья и продукции

Наименование	Показатели качества	Значение
1	2	3
Сырье		
Газ обессеренный с установок очистки газа сепарации от кислых компонентов раствором диэтанолamina	Содержание, не более: диоксида углерода, % об. сероводорода, г/м <sup>3</sup>	0,02 0,012

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>	<i>Сивцова Е. Ю.</i>				Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>					у	35	81
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т. А.</i>					АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю. А.</i>							

Продолжение таблицы 2

1	2	3
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 <sup>3</sup> , не более: сероводорода меркаптановой серы	0,02 0,036
	Теплота сгорания низшая при 20 °С и 101,325 кПа, МДж/м <sup>3</sup> , не менее	32,5
Широкая фракция лёгких углеводородов	Массовая доля компонентов, %: сумма метана и этана, не более пропан, не менее сумма бутанов и пентанов, не менее сумма гексанов и более тяжёлых углеводородов, не более	5,00 – 40,0 30,0
	Массовая доля: сероводорода и меркаптановой серы, %, не более в том числе сероводорода, не более	0,4 0,003
Газ регенерации	Компонентный состав, % по объёму: вода сероводород диоксид углерода азот метан этан пропан бутан пентан углеводороды C <sub>6+</sub> меркаптаны	0,22 – 0,02 4,40 89,30 2,88 1,73 0,60 0,49 0,30 0,06
Газ (этановая фракция) с двенадцатой тарелки деэтанизатора	Компонентный состав, % об.: сероводород диоксид углерода азот метан этан пропан	0,01 0,04 0,06 17,57 61,54 18,32

1	2	3
	бутан пентан углеводороды C <sub>6+</sub> меркаптаны серооксид углерода	1,61 0,40 0,05 0,03 0,37
Технологическая вода	Содержание, мг/дм <sup>3</sup> : амин хлоридов углеводородов	до 250 до 10 до 1 000

С 1 января 2013 года содержание в товарном природном газе [20] сероводорода не должно превышать 0,007 г/м<sup>3</sup>, а меркаптановой серы – не более 0,016 г/м<sup>3</sup>.

## 2.2 Описание технологической схемы осушки

На рисунке 7 представлена технологическая схема блока осушки природного газа на Астраханском ГПЗ.

На Астраханском ГПЗ функционируют две установки осушки и отбензинивания газа с двумя идентичными параллельными работающими линиями, состоящими из двух секций:

- промывки от амина и осушки газа;
- отбензинивания газа.

Одна секция осушки содержит 2–3 адсорбера, которые работают поочередно: один на адсорбцию, один на регенерацию и один находится в стадии ожидания или охлаждения. Продолжительность адсорбции и регенерации составляет не более 8 ч (на каждый цикл).

Проектная производительность при нормальных условиях одной линии установки по обессеренному газу составляет: 263085 м<sup>3</sup>/ч – номинальная, 302548 м<sup>3</sup>/ч – максимальная. Рассмотрим работу одной линии с тремя адсорберами.

Очищенный от кислых компонентов обессеренный газ из установки аминной очистки углеводородного газа при высоком давлении с температурой не более 70 °С и давлением 5,8 МПа – 6,3 МПа поступает в нижнюю часть ко-



противотоком холодного товарного газа, второй – в секцию отбензинивания и охлаждается до температуры не выше 35 °С. После этого потоки из *T-1* и блока отбензинивания смешиваются и направляются в трехфазный сепаратор *C-1*, в котором отделяются жидкие вода и углеводороды (первый этап осушки). Обессеренный, охлажденный до 28 °С газ проходит через каплеотбойную сетку в верхней части *C-1* и подается на осушку в один из адсорберов *A* (который в данный момент работает на адсорбцию). Вода из *C-1* выводится на установку аминовой очистки углеводородного газа, углеводороды – на установку стабилизации.

Блок осушки включает три адсорбера, *A-1/A-2/A-3*, и печи *П-1/П-2* (одна печь в работе, вторая – в резерве) для подогрева газа регенерации. В качестве адсорбента в аппараты в два слоя загружают цеолиты производства ООО «Ишимбайский специализированный химический завод катализаторов». Адсорберы переключаются автоматически согласно заданной программе и работают в циклическом режиме:

- адсорбция газа;
- регенерация насыщенного адсорбента (десорбция);
- охлаждение, ожидание (резервный простой).

При одновременной работе линий все адсорберы связаны между собой общей системой регенерации.

Влажный обессеренный газ из сепаратора *C-1* поступает в верхнюю часть адсорбера, проходит сверху вниз слой молекулярных сит, в результате чего пары воды адсорбируются на цеолитах, и их концентрация в продукте снижается до 1 ppm.

В режиме реального времени контролируются и передаются на дисплей оператора следующие параметры процесса: температура слоя молекулярных сит по высоте адсорбера, температура осушенного газа на выходе с адсорберов и перепад давления газа по слоям адсорбента в аппаратах.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		39

После адсорбера осушенный газ поступает на фильтры  $\Phi-1/\Phi-2$  (один в работе, второй в резерве), где очищается от пыли молекулярных сит. На фильтрах измеряется перепад давления, показания также передаются на пункт управления; при достижении критического значения 0,05 МПа включается аварийная сигнализация. Далее с помощью анализатора измеряется точка росы осушенного газа по воде.

Поток газа из фильтра разделяется на две части: основной поток поступает в блок отбензинивания, второй – в печи  $\Pi-1/\Pi-2$ , где нагревается для последующей регенерации молекулярных сит.

Регенерация сит делится на две фазы: десорбцию и охлаждение. В зависимости от числа работающих линий продолжительность каждой фазы различна и составляет 8 ч при работе одной линии, 4 ч – при работе двух линий.

Насыщенный влагой газ регенерации выходит из верхней части  $A-1/A-2/A-3$ , поступает в аппарат воздушного охлаждения  $ABO-1$ . Температура газа после  $ABO-1$  регулируется автоматически путем включения/отключения одного из двух двигателей вентиляторов при достижении пороговых значений.

После  $ABO-1$  газ регенерации проходит трехфазный сепаратор  $C-2$ , где отделяются сконденсированная вода и жидкие углеводороды. Из верхней части  $C-2$  газ поступает на всас компрессора  $K-1/K-2$  (один в работе, второй в резерве) и подается на установку очистки газа от кислых компонентов. Вода и углеводороды из нижней части сепаратора  $C-2$  выводятся через клапаны регулятора уровня (вода – на установку очистки газа от кислых компонентов, углеводороды – на установку стабилизации).

Использование цеолитов для осушки обессеренного газа позволяет получить целевой продукт с низкой точкой росы, что необходимо, поскольку в дальнейшем газ подвергается низкотемпературной переработке, включающей два этапа охлаждения:

1) на жесткотрубных теплообменниках обратными потоками до минус 50 °С;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		40



2) изотропное расширение в турбодетандере с понижением температуры до минус 103 °С.

При такой температуре из осушенного газа конденсируются широкая фракция легких углеводородов [21].

### 2.3 Описание технологической схемы отбензинивания

На рисунке 8 представлена технологическая схема блока отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ.

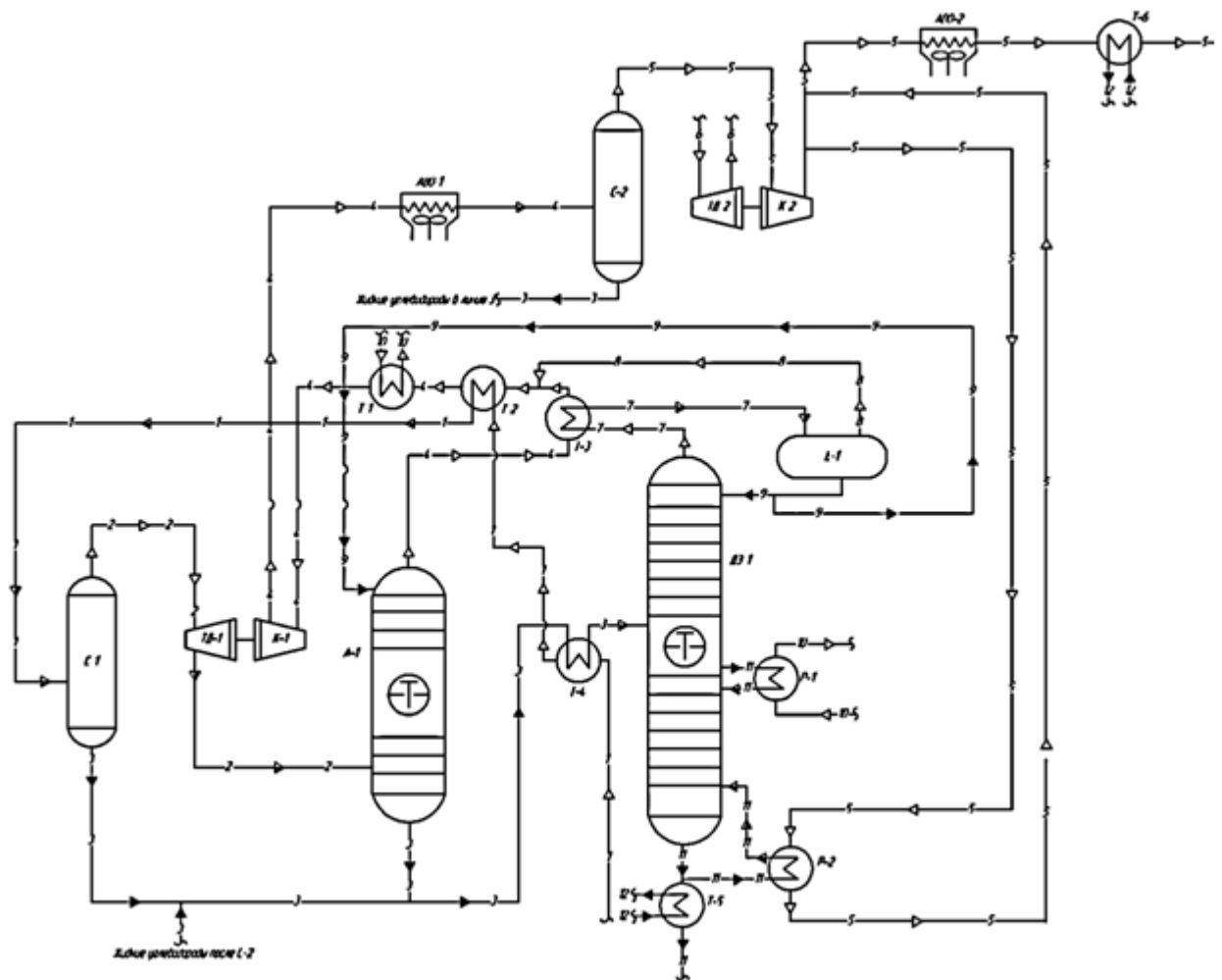


Рисунок 8 – Технологическая схема блока отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ:

С-1, С-2 – сепаратор; ТД-1, ТД-2 – турбодетандер; К-1, К-2 – компрессор; Т-1, Т-2, Т-3, Т-4, Т-5, Т-6 – теплообменник; АВО-1, АВО-2 – аппарат воздушного охлаждения; Р-1, Р-2 – ребойлер; Н-1 – насос; Е-1 – рефлюксная ёмкость; ДЭ-1 – колонна деэтаннизации; А-1 – абсорбер

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.171054.180301.ПЗ

Лист

41

Основной поток осушенного газа подают на блок (отделение) отбензинивания газа через теплообменники *T-4* и *T-2* в сепаратор *C-1*, оборудованный сетчатым каплеотбойником.

Отбензиненный холодный газ с верха сепаратора *C-1* поступает на вход турбодетандера *ТД-1*, где газ охлаждают до температуры не ниже минус 103 °С за счёт его изоэнтروпического расширения на лопатках детандера при снижении давления с 6,15 до 1,8 МПа. Используя кинетическую энергию сжатого газа, турбодетандер служит приводом спаренных с ними центробежных компрессоров *K-1*.

Из турбодетандера *ТД-1* образовавшаяся газожидкостная смесь поступает под нижнюю тарелку колонны *A-1*, где разделяется на жидкую и газовую фазы. В колонне *A-1* установлено семь однопоточных тарелок клапанного типа. В верхней части колонны оборудован каплеотбойник из нержавеющей сетки.

Газ, проходя снизу вверх колонну *A-1*, контактирует на тарелках с жидкими углеводородами, состоящими преимущественно из этана, подаваемыми на верхнюю тарелку в виде орошения. Жидкость абсорбирует из газовой фазы серооксид углерода и меркаптаны и поступает в куб колонны *A-1*.

Жидкую фазу (сжиженные углеводороды) из куба колонны *A-1* через теплообменник *T-4* совместно с жидкими углеводородами из сепараторов *C-1*, *C-2* подают в дезтанизатор *ДЭ-1*. Газ с верха колонны *A-1* с температурой не ниже минус 103 °С подают в теплообменник *T-3*, где его нагревают до температуры не ниже минус 84 °С газом, поступающим с верха дезтанизатора *ДЭ-1*. После теплообменника *T-3* газ проходит последовательно теплообменники *T-2* и *T-1*, где нагревается соответственно осушенным газом до температуры 9 °С – 16 °С и обессеренным газом до температуры 38 °С – 44 °С, и поступает на приём компрессора *K-1*.

Товарный газ компримируют в компрессоре *K-1* до 2,1 МПа за счёт энергии, выделяемой газом при расширении в турбодетандере *ТД-1*, и подают на

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		42

охлаждение в холодильник воздушного охлаждения *АВО-1*. После холодильника *АВО-1* предусмотрена линия подачи товарного газа в топливную сеть.

Охлаждённый в холодильнике воздушного охлаждения *АВО-1* товарный газ поступает в сепаратор *С-2*, который оборудован сетчатым каплеотбойником. Газ из сепаратора *С-2* поступает на приём компрессора *К-2*, где его компримируют до давления 5,9 МПа.

Для подвода тепла в куб колонны *ДЭ-1* часть газа с линии нагнетания компрессора *К-2* подаётся в ребойлер *Р-2*, откуда он возвращается на смешение с другой частью газа и подаётся на охлаждение в холодильник воздушного охлаждения *АВО-2*, где охлаждается до 65 °С.

Компрессор *К-2* приводится паровой турбиной *ТД-2*. Для привода турбины *ТД-2* используется перегретый пар среднего давления (давление – 2,3 МПа, температура составляет 320 °С).

После охлаждения в *АВО-2* товарный газ подают в водяной холодильник *Т-6*, где его охлаждают оборотной водой до температуры 40 °С, и направляют в газопровод товарного газа.

Дезтанизатор *ДЭ-1* предназначен для выделения из ШФЛУ метана, этана, азота и диоксида углерода и имеет 24 однопоточные клапанные тарелки и два ребойлера *Р-1* и *Р-2*. ШФЛУ из сепараторов *С-1*, *С-2* и колонны *А-1* нагревают в теплообменнике *Т-4* до температуры не выше минус 20 °С и общим потоком подают на двенадцатую тарелку *ДЭ-1*.

Процесс ректификации на тарелках *ДЭ-1* осуществляется за счёт подачи орошения на верхнюю двадцать четвертую тарелку и создания восходящего парового потока путём подогрева ШФЛУ на двух уровнях в ребойлерах *Р-1* и *Р-2*.

Пары из верхней части колонны *ДЭ-1* поступают в конденсатор *Т-3*, в котором частично конденсируются за счёт охлаждения товарным газом из колонны *А-1*. Газоконденсатная смесь из конденсатора *Т-3* поступает в рефлюксную ёмкость *Е-1*, где происходит разделение жидкого дистиллята от паровой фазы. Паровую фазу смешивают с газом, выходящим из конденсатора *Т-3*, и направ-

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		43

ляют на приём компрессора *K-1*. Жидкая фаза используется в качестве орошения колонн *A-1* и *ДЭ-1* (абсорбера и деэтанизатора).

Для подачи тепла в деэтанизатор *ДЭ-1* предусмотрены два ребойлера *P-1* и *P-2*. В промежуточный ребойлер *P-1* подают жидкость с двенадцатой тарелки деэтанизатора *ДЭ-1* с температурой не выше 16 °С. Жидкость подвергается частичному испарению за счёт тепла обессеренного газа с блока очистки и возвращается на одиннадцатую тарелку деэтанизатора *ДЭ-1* с температурой до 28 °С.

Температура куба колонны-деэтанизатора *ДЭ-1* поддерживается нагревом ШФЛУ в ребойлере *P-2*, которая поступает в него с первой тарелки колонны, нагревается с 62 °С до температуры не выше 77 °С и поступает под нижнюю тарелку колонны-деэтанизатора *ДЭ-1*. В качестве горячего теплоносителя в ребойлере *P-2* используют горячий товарный газ с температурой до 165 °С, поступающий с линии нагнетания компрессора *K-2*.

ШФЛУ из куба колонны-деэтанизатора *ДЭ-1* с температурой до 77 °С подают в водяной холодильник *T-5*, где охлаждают до 40 °С оборотной водой, и направляют на дальнейшую переработку [20].

#### 2.4 Материальный баланс адсорбера

Исходные данные для расчета материального баланса адсорбера:

- 1) Температура в осушителе 28 °С;
- 2) Общее давление в осушителе 6,3 МПа;
- 3) Число часов работы цикла – 16 часов;
- 4) Производительность установки 249467 кг/ч;
- 5) Линейная скорость газа в свободном сечении 0,226 м/с

Состав газа для осушки приведён в таблице 3.

Таблица 3 – Состав газа для осушки

Компонент	моль/ч
1	2
C <sub>1</sub>	11897,65
C <sub>2</sub>	405,02

1	2
C <sub>3</sub>	218,76
C <sub>4</sub>	79,65
C <sub>5</sub>	61,18
C <sub>6</sub>	20,14
C <sub>7</sub>	19,05
COS	2,20
CH <sub>3</sub> SH	0,14
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> SH	2,98
CO <sub>2</sub>	1,99
N <sub>2</sub>	0,02
H <sub>2</sub> O	615,51
H <sub>2</sub> S	25,98

Состав газа до осушки представлен в таблице 4.

Таблица 4 – Состав газа до осушки

Компонент	Молекулярная масса	кг/ч	моль/ч	y <sub>i</sub>	y <sub>i</sub> ·M <sub>i</sub>
C <sub>1</sub>	16,0000	190362,4000	11897,6500	0,8912	14,2592
C <sub>2</sub>	30,0000	12150,6000	405,0200	0,0303	0,9090
C <sub>3</sub>	44,0000	9625,4400	218,7600	0,0164	0,7216
C <sub>4</sub>	58,0000	4619,7000	79,6500	0,0060	0,3480
C <sub>5</sub>	72,0000	4404,9600	61,1800	0,0046	0,3312
C <sub>6</sub>	86,0000	1732,0400	20,1400	0,0015	0,1290
C <sub>7</sub>	100,0000	1905,0000	19,0500	0,0014	0,1400
COS	60,0000	132,0000	2,2000	0,0002	0,0120
CH <sub>3</sub> SH	48,0000	6,7200	0,1400	0,0001	0,0048
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> SH	62,0000	184,7600	2,9800	0,0002	0,0124
CO <sub>2</sub>	44,0000	87,5600	1,9900	0,0001	0,0044
N <sub>2</sub>	28,0000	17234,2800	615,5100	0,0461	1,2908
H <sub>2</sub> O	18,0000	467,6400	25,9800	0,0019	0,0342
H <sub>2</sub> S	34,0000	0,6800	0,0200	0,0000	0,0000
Итого:	700,0000	242913,7800	13350,2700	1,0000	18,1966

В таблице 5 приведены критические параметры компонентов.

Таблица 5 – Критические параметры [22]

Компонент	T <sub>кр</sub> , К	P <sub>кр</sub> , МПа	y <sub>i</sub>	P <sub>кр</sub> ·y <sub>i</sub>	T <sub>кр</sub> ·y <sub>i</sub>
1	2	3	4	5	6
C <sub>1</sub>	191,1000	4,6300	0,8912	4,1263	170,3083
C <sub>2</sub>	305,5000	4,8800	0,0303	0,1479	9,2567
C <sub>3</sub>	370,0000	4,2500	0,0164	0,0697	6,0680
C <sub>4</sub>	425,2000	3,7900	0,0060	0,0227	2,5512
C <sub>5</sub>	469,8000	3,3700	0,0046	0,0155	2,1611
C <sub>6</sub>	507,9000	3,0300	0,0015	0,0045	0,7619
C <sub>7</sub>	540,2000	2,7300	0,0014	0,0038	0,7563

1	2	3	4	5	6
COS	378,2000	6,1800	0,0002	0,0012	0,0756
CH <sub>3</sub> SH	196,8000	7,2300	0,0001	0,0007	0,0197
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> SH	226,0000	5,4900	0,0002	0,0011	0,0452
CO <sub>2</sub>	304,2000	7,3800	0,0001	0,0007	0,0304
N <sub>2</sub>	126,2000	3,3900	0,0461	0,1563	5,8178
H <sub>2</sub> S	373,2000	8,9400	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	647,4000	22,0600	0,0019	0,0419	1,2301
Итого:	-	-	1,0000	4,5923	199,0823

Осушку ведем до содержания воды в газе 1 ppm массовые.

Количество воды, которую необходимо удалить из газа рассчитывается по уравнению:

$$0,0001 = \frac{467,64 - x}{242913,78 - x} \cdot 100, \quad (1)$$

где  $x$  – количество воды, которое надо удалить (кг/ч);

0,0001 – это процентное содержание воды в осушенном газе

Таким образом, масса воды, которую необходимо удалить составляет 467,3976 кг/ч.

В таблице 6 представлен состав газа, после удаления требуемого количества воды.

Таблица 6 – Состав газа после осушки.

Компонент	Молекулярная масса	кг/ч	моль/ч	$y_i$	$y_i \cdot M_i$
C <sub>1</sub>	16,0000	190362,4000	11897,6500	0,8929	14,2864
C <sub>2</sub>	30,0000	12150,6000	405,0200	0,0304	0,9120
C <sub>3</sub>	44,0000	9625,4400	218,7600	0,0164	0,7216
C <sub>4</sub>	58,0000	4619,7000	79,6500	0,0060	0,3480
C <sub>5</sub>	72,0000	4404,9600	61,1800	0,0046	0,3312
C <sub>6</sub>	86,0000	1732,0400	20,1400	0,0015	0,1290
C <sub>7</sub>	100,0000	1905,0000	19,0500	0,0014	0,1400
COS	60,0000	132,0000	2,2000	0,0002	0,0120
CH <sub>3</sub> SH	48,0000	6,7200	0,1400	0,0001	0,0048
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> SH	62,0000	184,7600	2,9800	0,0002	0,0124
CO <sub>2</sub>	44,0000	87,5600	1,9900	0,0001	0,0044
N <sub>2</sub>	28,0000	17234,2800	615,5100	0,0462	1,2936
H <sub>2</sub> O	18,0000	0,2424	0,0135	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> S	34,0000	0,6800	0,0200	0,0000	0,0000
Итого:	700,0000	242446,382	13324,3035	1,0000	18,1954

В таблице 7 составлен материальный баланс адсорбера

Таблица 7 – Материальный баланс

Стадии				
Приход	кг/ч	% масс.	м <sup>3</sup> /ч	% об.
1. Обессеренный газ	249467,00	100,00	302548,00	100,00
Итого:	249467,00	100,00	302548,00	100,00
Расход				
1. Осушенный газ	248999,60	99,81	302079,20	99,84
2. Вода	467,40	0,19	468,80	0,16
Итого:	249467,00	100,00	302548,00	100,00

Влага, поглощаемая за время работы цикла, определяется по формуле:

$$w = g_{\text{вп уд}} \cdot t_{\text{ц}} \quad (2)$$

где  $g_{\text{вп уд}}$  – масса водяного пара;

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

Тогда:

$$w = 467,3976 \cdot 16 = 7478,3616 \text{ кг}$$

Объемный расход газа при данных условиях рассчитывается по формуле:

$$V_1 = \frac{P_0 \cdot V_0 \cdot z \cdot T_1}{P_1 \cdot T_0} \quad (3)$$

где  $V_0$  – объемный расход газа при нормальных условиях, м<sup>3</sup>/ч;

$z$  – коэффициент сжимаемости;

$P_0$  – давление при нормальных условиях, равно 0,101 МПа;

$P_1$  – давление при данных условиях, МПа;

$T_0$  – температура при нормальных условиях, равна 273 К;

$T_1$  – температура при данных условиях, К

Объемный расход газа при нормальных условиях составит:

$$V_0 = \frac{242913,78 \cdot 22,4}{18,1954} = 299046,3890 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Коэффициент сжимаемости определяется по графику Брауна [23]:

$$z = 0,84$$

Таким образом:

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$V_1 = \frac{0,101 \cdot 299046,389 \cdot 0,84 \cdot 301}{6,3 \cdot 273} = 4440,1999 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

## 2.5 Характеристика режима работы основных аппаратов

Параметры технологического режима основных аппаратов установки осушки и отбензинивания очищенного газа приведены в таблице 8.

Технологический режим работы установки варьируется в зависимости от её производительности и требуемых степеней осушки и отбензинивания.

Таблица 8 – Параметры технологического режима основных аппаратов установки осушки и отбензинивания очищенного газа

Наименование аппарата	Наименование параметров	Значение
1	2	3
Колонна деэтанализации <i>ДЭ-1</i>	Температура, °С: на тарелке 6	39 – 55
	на тарелке 18, не ниже	минус 50
	в кубе	71 – 77
Колонна промывки <i>КП-1</i>	Давление, МПа	5,8–6,3
	Температура, °С, не выше	55
	Расход: обессеренного газа, м <sup>3</sup> /ч	209333 – 328789
	воды на промывку, м <sup>3</sup> /ч, не менее	
Уровень, % шкалы прибора	30 – 60	
Абсорбер <i>А-1</i>	Расход абсорбента, м <sup>3</sup> /ч, не менее	13
	Уровень, % шкалы прибора	30 – 70
Сепаратор промытого газа <i>С-1</i>	Температура верха, °С, не выше	25
	Уровень, % шкалы прибора	35 – 50
Сепаратор отбензинивания <i>С-1</i>	Температура, °С	минус 45 – минус 52
	Уровень, % шкалы прибора	15 – 35
Рефлюксная ёмкость <i>Е-1</i>	Температура, °С, не выше	минус 70
	Уровень, % шкалы прибора, не выше	50
Адсорберы <i>А-1/А-2/А-3</i>	Давление газа осушки на выходе адсорберов, МПа, не более	0,07
	Температура газа регенерации на входе, °С	290 – 300



Продолжение таблицы 8

1	2	3
Сепаратор газа регенерации <i>C-2</i>	Уровень, % шкалы прибора	15 – 50
Печь газа регенерации <i>П-1</i>	Давление топливного газа на пилотные горелки, МПа, не менее	0,02
	Температура, °С, не выше: в топке в стенках труб	850 365
Теплообменник <i>T-1</i>	Расход топливного газа, м <sup>3</sup> /ч, не менее	594
Теплообменник сухого газа <i>T-1</i>	Температура, °С: на выходе из трубного пространства	минус 46 – минус 51
	на выходе из межтрубного пространства	9 – 16
Ребойлер промежуточный <i>P-1</i>	Температура на выходе из межтрубного пространства, °С, не выше	30
Теплообменник-конденсатор сухого газа <i>T-3</i>	Температура выхода углеводородного конденсата из трубного пространства, °С, не выше	минус 20
Ребойлер куба <i>ДЭ-1 P-2</i>	Температура на выходе из трубного пространства, °С	71 – 77
Водяной холодильник товарного газа <i>T-5</i>	Температура, °С, не выше: выхода обессеренного газа	52
	выхода товарного газа	40
Холодильник воздушного охлаждения <i>АВО-1</i>	Температура, °С, не выше	55
Холодильник воздушного охлаждения <i>АВО-2</i> турбокомпрессора <i>ТД-2</i>	Температура выхода товарного газа, °С, не выше	65
Холодильник воздушного охлаждения <i>АВО-1</i>	Температура выхода газа регенерации, °С	25 – 50
Компрессоры газа регенерации <i>K-1</i> и <i>K-2</i>	Давление нагнетания, МПа	6,0 – 6,6
	Расход, нормальные м <sup>3</sup> /ч, не менее	16820
Турбокомпрессор товарного газа <i>ТД-1</i>	Давление водяного пара среднего давления, МПа, не менее	2,1
	Температура водяного пара среднего давления, °С	320 ± 30
	Температура, °С, не выше: на входе на выходе	55 165

1	2	3
	Скорость вращения ротора, об/мин, не более	6550
Товарный газ	Давление, МПа, не более: в топливную сеть завода на выходе с установки	0,6 5,77

Технологический режим работы данной установки варьируется в зависимости от её производительности и требуемых степеней осушки и отбензинивания товарного природного газа [20].

## 2.6 Расчет основного оборудования

### 2.6.1 Расчет адсорбера

- Определение габаритных размеров

Адсорбер заполнен цеолитами марки NaA – Y, его насыпная плотность имеет значение  $0,66 \text{ кг/м}^3$ , влагоемкость данного цеолита составляет 25 %.

В работе представлена установка для осушки газа с тремя адсорберами. Принцип работы этой установки заключается в том, что во время того, как природный газ осушается в первом адсорбере, во втором адсорбере происходит регенерация цеолита горячим осушенным газом, а в третьем в режиме охлаждения или ожидания и наоборот. Для регенерации цеолита требуется 4 часа. Из этого следует, что для одного цикла осушки газа понадобится 16 часов. При таком методе осушки расход уже осушенного газа на регенерацию цеолита составляет 20 %, таким образом, за 16 часов работы данной установки, получается 80 % чистого газа (со степенью очистки 99,99 %) от объема природного газа, что был подан в один из адсорберов для осушки.

Из всего вышесказанного следует вывод, что для того чтобы добиться производительности  $1480 \text{ м}^3/\text{ч}$ , за один цикл следует производить  $4440 \text{ м}^3/\text{ч}$  осушенного газа, а эта величина в свою очередь должна составлять 80 % от объема газа, проходящего осушку за один цикл.

Таким образом, необходимо рассчитать, сколько газа требуется осушить за один цикл:

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		50

$$V = \frac{Q}{0,8} \quad (4)$$

где  $Q$  – количество осушенного газа, которое необходимо производить за один цикл работы установки,  $\text{м}^3/\text{ч}$

Тогда:

$$V = \frac{4440}{0,8} = 5550 \text{ м}^3$$

Зная плотность природного газа, находим его массу по формуле:

$$m(\Gamma) = \rho \cdot V \quad (5)$$

где  $\rho$  – плотность природного газа,  $\text{кг}/\text{м}^3$  ( $\rho = 0,75 \text{ кг}/\text{м}^3$ );

$V$  – объем газа, который требуется осушить за один цикл,  $\text{м}^3$

$$m(\Gamma) = 0,75 \cdot 5550 = 4163 \text{ кг}$$

Исходя из того, что влагоемкость цеолита 25 %, определим необходимую массу цеолита по формуле:

$$m(\Pi) = \frac{m(\Gamma)}{0,25} \quad (6)$$

где  $m(\Gamma)$  – масса природного газа, кг

$$m(\Pi) = \frac{4163}{0,25} = 16652 \text{ кг}$$

Рассчитываем объем цеолита, с помощью формулы:

$$V(\Pi) = \frac{m(\Pi)}{\rho} \quad (7)$$

где  $\rho$  – насыпная плотность цеолита,  $\text{кг}/\text{м}^3$

$m(\Pi)$  – масса цеолита, кг

$$V(\Pi) = \frac{16652}{0,66} = 25230 \text{ м}^3$$

Следовательно, объем цеолита в каждом адсорбере составит:

$$V(\Pi)_{1-3} = \frac{25230}{3} = 8410 \text{ м}^3$$

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		51

Адсорбер заполняется цеолитами на 70 % своего объема. Определяем объем адсорбера по формуле:

$$V(a) = \frac{V(\text{ц})}{0,7} \quad (8)$$

где  $V(\text{ц})$  – объем цеолита в каждом адсорбере

Таким образом:

$$V(a) = \frac{8410}{0,7} = 12014 \text{ м}^3$$

Объем одного адсорбера составит:

$$V(a)_{1-3} = \frac{12014}{3} = 4005 \text{ м}^3$$

Рассчитаем диаметр адсорбера по формуле:

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

где  $V$  – количество газа в условиях адсорбера,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$\omega_0$  – линейная скорость газа в свободном сечении,  $\text{м}/\text{ч}$

( $0,226 \text{ м}/\text{с} = 814 \text{ м}/\text{ч}$ )

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 5550}{3,14 \cdot 814}} \approx 3 \text{ м}$$

Находим площадь сечения адсорбера:

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

где  $D$  – диаметр адсорбера,  $\text{м}$

$$S_{\text{сеч}} = \frac{\pi \cdot 3^2}{4} = 7,07 \text{ м}^2$$

Тогда, высота адсорбера составит:

$$h = \frac{S_{\text{сеч}}}{D} \quad (11)$$

где  $S_{\text{сеч}}$  – площадь адсорбера,  $\text{м}^2$

$$h = \frac{7,07}{3} = 6,8 \text{ м}$$

Адсорбер имеет следующие габаритные размеры:

- 1) Диаметр  $D = 3 \text{ м}$ ;
- 2) Площадь сечения  $S = 7,07 \text{ м}^2$ ;
- 3) Высота адсорбера  $h = 6,8 \text{ м}$ ;
- 4) Объем адсорбера  $V = 4005 \text{ м}^3$ .

- Определение толщины стенки корпуса

Для расчета толщины стенки корпуса адсорбера необходимо выбрать конструкционный материал.

Исходные данные:

- 1) Рабочее давление корпуса  $P$ , не более: 7,5 МПа;
- 2) Расчетное давление корпуса  $P_p$ : 7,5 МПа;
- 3) Рабочая температура среды: минус 50 °С до 200 °С;
- 4) Расчетная температура стенки: 200 °С;
- 5) Минимально допустимая температура стенки корпуса аппарата, находящегося под давлением,  $t_{\min}$ : минус 70 °С.

Определяем максимальное удельное давление на стенки сосуда. Максимальное давление оказывается на дно сосуда, так как помимо давления газа, на него давит своим весом слой цеолита. Рассчитываем это давление по формуле:

$$P(\Pi) = \rho(\Pi) \cdot g \cdot h(\Pi) = \rho \cdot g \cdot \frac{V(\Pi)}{S_{\text{сеч}}} \quad (12)$$

где  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м/с}^2$  ( $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ )

$$P(\Pi) = 0,66 \cdot 9,81 \cdot \frac{8410}{7,07} = 701 \text{ Па}$$

Учитывая то, что давление газа может достигать 7,5 МПа, вычислим общее давление на дно сосуда:

$$P = P_p + P(\Pi) \quad (13)$$

где  $P_p$  – рабочее давление корпуса, Па;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		53

$P$  (ц) – давление слоя цеолита на днище сосуда, Па

$$P = 7500 + 701 = 8,2 \text{ МПа}$$

Определяем удельное давление по формуле:

$$\sigma = \frac{P}{S_{\text{сеч}}} \quad (14)$$

где  $P$  – общее давление на дно сосуда, Па

$$\sigma = \frac{8201}{7,07} = 159,97 \text{ Па/м}^2$$

Так как давление составляет 8,2 МПа, то на работу аппарата распространяются требования «Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением» ГОСТ Р 52630-2003. Тогда материал основных элементов и сварочных материалов аппарата – сталь 08Х22Н6Т. Толщина стенки корпуса адсорбера составляет 8 мм.

Данный конструкционный материал – это коррозионно-стойкая сталь, применяемая в химической промышленности и работающая при температуре не выше 300 °С. Обладает высокой прочностью.

#### 2.6.2 Расчет материального баланса колонны деэтанализации

Рассчитаем ректификационную колонну непрерывного действия многокомпонентной смеси с производительностью по сырью 46000 кг/ч, состав сырья приведен в таблице 9, составы готовой продукции (ШФЛУ и фракции этановой) приведены соответственно в таблице 10 и таблице 11. Содержание пропана  $C_3H_8$  в дистилляте должно быть не ниже 30 % по массе, а содержание этана в остатке не должно превышать 4 %.

Таблица 9 – Состав сырья, поступающего в колонну:

Компонент	Молекулярная масса, М	Массовая доля, %	Массовая доля	Количество вещества	Мольная доля
1	2	3	4	5	6
$CH_4$	16	0,43	0,0043	0,0269	0,0130
$C_2H_6$	30	11,60	0,1160	0,3867	0,1870
$C_3H_8$	44	35,16	0,3516	0,7991	0,3863
$iC_4H_{10}$	58	12,07	0,1207	0,2081	0,1006
$nC_4H_{10}$	58	26,25	0,2625	0,4526	0,2188

1	2	3	4	5	6
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	5,18	0,0518	0,0719	0,0348
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	6,56	0,0656	0,0911	0,0440
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	2,75	0,0275	0,0320	0,0155
Итого:	-	100,00	1,0000	2,0684	1,0000

Таблица 10 – Состав готовой продукции (ШФЛУ)

Компонент	Молекулярная масса, М	Массовая доля, %	Массовая доля	Количество вещества	Мольная доля
CH <sub>4</sub>	16	0,00	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	4,00	0,0400	0,1333	0,0701
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	38,00	0,3800	0,8636	0,4544
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	12,00	0,1200	0,2069	0,1089
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	24,00	0,2400	0,4138	0,2177
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	6,00	0,0600	0,0833	0,0438
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	6,00	0,0600	0,0833	0,0438
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	10,00	0,1000	0,1163	0,0612
Итого:	-	100,00	1,00	1,9005	1,0000

Таблица 11 – Состав готовой продукции (Фракция этановая)

Компонент	Молекулярная масса, М	Массовая доля, %	Массовая доля	Количество вещества	Мольная доля
CH <sub>4</sub>	16	14,00	0,1400	0,8750	0,2534
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	59,00	0,5900	1,9667	0,5696
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	26,5	0,2650	0,6023	0,1744
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,5	0,005	0,0086	0,0025
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,00	0,00	0,00	0,00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,00	0,00	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	0,00	0,00	0,00	0,00
Итого:	-	100,00	1,00	3,4526	1,0000

Рассчитаем часовой расход каждого компонента в колонну. Средняя молекулярная масса сырья определяется по формуле [24]:

$$M_{\text{ср}} = \sum M_i \cdot \chi_i \quad (15)$$

где  $M_i$  – молекулярная масса компонента,  $\chi_i$  – значение сырья в мольных долях, которое рассчитывается по формуле:

$$\chi_i = \frac{M_i \cdot \chi_i}{\sum M_i \cdot \chi_i} \quad (16)$$

Полученные данные заносим в таблицу 12.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		55

Таблица 12 – Полученный состав сырья

Компоненты сырья	Молекулярная масса, М	Состав сырья в мольных долях, $\chi_i$	$M_i \cdot \chi_i$	Состав сырья в массовых долях, $c_i$	Количество сырья	
					кг/ч	кмоль/ч
CH <sub>4</sub>	16	0,0130	0,2080	0,0043	197,80	12,363
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,1870	5,6100	0,1160	5336,00	177,867
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,3863	16,9972	0,3516	16173,60	367,582
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1006	5,8348	0,1207	5552,20	95,728
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,2188	12,6904	0,2625	12075,00	208,190
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0348	2,5056	0,0518	2382,80	33,094
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0440	3,1680	0,0656	3017,60	41,911
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86	0,0155	1,3330	0,0275	1265,00	14,709
Итого:	-	1,0000	48,3470	1,0000	46000	951,444

Ввиду незначительного допустимого содержания CH<sub>4</sub> в остатке, пренебрегаем им. Содержание C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> в остатке в соответствии с регламентом установки не должно превышать 4 % по массе, а содержание C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> должно быть не ниже 30 % массовых долей в дистилляте. Содержанием компонентов iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>, nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>14</sub> в дистилляте пренебрегаем ввиду их отсутствия.

Для удобства расчет проведем для 100 кмоль сырья. Составы выражены в мольных долях.

$$\text{Принимаем, что: } x'_{R_1} = 0; y'_{D_4} = 0; y'_{D_5} = 0; y'_{D_6} = 0; y'_{D_7} = 0; y'_{D_8} = 0$$

где  $x'_i, y'_i$  – мольные доли компонентов в жидкости и парах соответственно; R, D, G – индексы, относящиеся к остатку, дистилляту и сырью соответственно; 1, 2, ..., 8 – индексы, соответственно к метану, этану, пропану, i-бутану, n-бутану, i-пентану, n-бутану, гексану.

Составление материального баланса

Уравнение материального баланса для всей колонны по общему количеству молей потоков и по каждому компоненту:

$$G = D + R \tag{17}$$

$$G \cdot \chi'_1 = D \cdot y'_{D_1} + R \cdot x'_{R_1} \tag{18}$$

$$G \cdot \chi'_2 = D \cdot y'_{D_2} + R \cdot x'_{R_2} \tag{19}$$



$$G \cdot \chi'_3 = D \cdot y'_{D_3} + R \cdot x'_{R_3} \quad (20)$$

$$G \cdot \chi'_4 = D \cdot y'_{D_4} + R \cdot x'_{R_4} \quad (21)$$

$$G \cdot \chi'_5 = D \cdot y'_{D_5} + R \cdot x'_{R_5} \quad (22)$$

$$G \cdot \chi'_6 = D \cdot y'_{D_6} + R \cdot x'_{R_6} \quad (23)$$

$$G \cdot \chi'_7 = D \cdot y'_{D_7} + R \cdot x'_{R_7} \quad (24)$$

$$G \cdot \chi'_8 = D \cdot y'_{D_8} + R \cdot x'_{R_8} \quad (25)$$

Подставим в эти уравнения известные нам величины:

$$100 \cdot 0,0130 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot 0,0000$$

$$100 \cdot 0,1870 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot 0,0701$$

$$100 \cdot 0,3863 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot x'_{R_3}$$

$$100 \cdot 0,1006 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot x'_{R_4}$$

$$100 \cdot 0,2188 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot x'_{R_5}$$

$$100 \cdot 0,0348 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot x'_{R_6}$$

$$100 \cdot 0,0440 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot x'_{R_7}$$

$$100 \cdot 0,0155 = D \cdot y'_{D_1} + (100 - D) \cdot x'_{R_8}$$

По условию известно, что:

$$x'_{R_2} + x'_{R_3} + x'_{R_4} + x'_{R_5} + x'_{R_6} + x'_{R_7} + x'_{R_8} = 1$$

Из условия известно  $x'_{R_2} = 0,0701$ , следовательно:

$$80 = D \cdot 0,1744 + (100 - D) \cdot 0,9299 \quad (26)$$

$$D = 17,19 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

$$R = 100 - D = 100 - 17,19 = 82,81 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

Найдем мольные доли всех компонентов. Данные о составах и количествах дистиллята и остатка приведены в таблице 13.

Рассчитаем мольную долю для каждого компонента:

$$100 \cdot 0,0130 = 17,19 \cdot y'_{D_1} + (100 - 17,19) \cdot 0,0000$$

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		57



3) температура газа на выходе из печи – 200 °С

4) давление на входе – 8 МПа

5) расход:

а) вход:  $G_k = 249467$  кг/ч;

б) выход:  $G_r = 142250$  кг/ч.

- Определение низшей теплоты сгорания топлива, объемов продуктов сгорания, тепловой мощности печи.

Низшая теплота сгорания газообразного топлива рассчитывается по формуле:

$$Q_H^c = 0,01 \cdot (Q_{CH_4} \cdot CH_4 + Q_{C_2H_6} \cdot C_2H_6 + Q_{C_3H_8} \cdot C_3H_8 + Q_{n-C_4H_{10}} \cdot n-C_4H_{10} + Q_{n-C_5H_{12}} \cdot n-C_5H_{12} + Q_{C_6H_{14}} \cdot C_6H_{14}), \text{ ккал/м}^3 \quad (27)$$

где  $Q_{C_mH_n}$  – теплота сгорания компонентов топливного газа, ккал/м<sup>3</sup>;

$C_mH_n$  – содержание газов, входящих в состав топливного газа, % об.

Тогда:

$$Q_H^c = 0,01 \cdot (8570 \cdot 89,65 + 15370 \cdot 2,75 + 22260 \cdot 3,55 + 29510 \cdot 2,14 + 37410 \cdot 0,67 + 41360 \cdot 0,12) = 9787,503 \text{ ккал/м}^3$$

Объем водяных паров:

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0,0161 \cdot (\alpha_b - 1) \cdot V^0 \quad (28)$$

где  $V_{H_2O}^0$  – теоретический объем водяных паров, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

$$(V_{H_2O}^0 = 2,1699 \text{ м}^3/\text{м}^3);$$

$\alpha_b$  – коэффициент избытка воздуха ( $\alpha_b = 1,1$ );

$V^0$  – теоретический объем продуктов сгорания, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

$$V_{H_2O} = 2,1699 + 0,0161 \cdot (1,1 - 1) \cdot 10,8702 = 2,1874 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Объем дымовых газов:

$$V_r = V_{RO_2} + V_{N_2}^0 + V_{H_2O} + (\alpha_b - 1) \cdot V^0 \quad (29)$$

где  $V_{RO_2}$  – объем сухого трехатомного газа, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		59

$V_{N_2}^0$  – теоретический объем азота,  $м^3/м^3$

$V_{H_2O}$  – объем водяных паров,  $м^3/м^3$

$$V_{\Gamma} = 1,1987 + 8,6102 + 2,1874 + (1,1 - 1) \cdot 10,8702 = 13,0834 \frac{м^3}{м^3}$$

Объемная доля водяных паров:

$$\zeta_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_{\Gamma}} \quad (30)$$

где  $V_{\Gamma}$  – объем дымовых газов,  $м^3/м^3$

$$\zeta_{H_2O} = \frac{2,1874}{13,0834} = 0,1672$$

Суммарная объемная доля:

$$\zeta_n = \zeta_{RO_2} + \zeta_{H_2O} \quad (31)$$

где  $\zeta_{RO_2}$  – объемная доля сухого трехатомного газа;

$\zeta_{H_2O}$  – объемная доля водяных паров

$$\zeta_n = 0,0916 + 0,1672 = 0,2588$$

Тепловая мощность печи:

$$Q = G_k \cdot (i_k - i_n) \quad (32)$$

где  $G_k$  – расход газа на входе в печь, кг/ч;

$i_k$  – объем газа на входе в печь при  $50 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $м^3$ ;

$i_n$  – объем газа на выходе из печи при  $200 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $м^3$

$$Q = 249467 \cdot (132,154 - 95,9823) = 9023645,48 \frac{\text{ккал}}{\text{ч}}$$

Расход топливного газа:

$$B = \frac{Q}{\eta \cdot Q_n^c} \quad (33)$$

где  $Q$  – тепловая мощность печи, ккал/ч;

$\eta$  – к. п. д. печи (принято ориентировочно);

$Q_n^c$  – низшая теплота сгорания газообразного топлива, ккал/ $м^3$

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		60

$$V = \frac{9023645,48}{0,72 \cdot 9787,503} = 1280,4942 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Полезное тепловыделение в печи:

$$Q_T = Q_P^P \cdot \frac{100 - q_3 - q_4 - q_6}{100 - q_4}, \text{ ккал}/\text{м}^3 \quad (34)$$

где  $Q_P^P = Q_n^c$  – теплота сгорания газообразного топлива;

$q_3 = 0,5 \%$  – потери тепла от химической неполноты сгорания;

$q_4 = q_6 = 0$  – потери тепла от механического недожога, с охлаждающей водой, %

$$Q_T = 9787,503 \cdot \frac{100 - 0,5}{100} = 9738,5655 \text{ ккал}/\text{м}^3$$

Адиабатическая температура сгорания топлива при  $Q_T = 9738,5655 \text{ ккал}/\text{м}^3$ ,  $T_a = 1400 \text{ }^\circ\text{C}$  (1673 К) – по справочным данным.

- Определяем температуру дымовых газов на выходе из топки

Полная поверхность стен топки:

$$F_{\text{ст}} = \pi \cdot D \cdot H_{\text{рад}} + 2 \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \text{ м}^2 \quad (35)$$

где  $H_{\text{рад}} = 16,275 \text{ м}$  – высота топочной камеры;

$D = 6,159 \text{ м}$  – диаметр топочной камеры по оси труб экрана

$$F_{\text{ст}} = \pi \cdot 6,159 \cdot 16,275 + 2 \cdot \frac{\pi \cdot 6,159^2}{4} = 374,49 \text{ м}^2$$

Объем топочной камеры:

$$V_T = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H_{\text{рад}} \quad (36)$$

$$V_T = \frac{\pi \cdot 6,159^2}{4} \cdot 16,275 = 484,631 \text{ м}^3$$

Степень ослабления лучей частицами:

$$K_c = 0,03 \cdot (2 - \alpha_v) \cdot \left( 1,6 \cdot \frac{T_T''}{1000} - 0,5 \right) \cdot \frac{C_p}{H_p}, \frac{1}{\frac{\text{м} \cdot \text{кг} \cdot \text{с}}{\text{см}^2}} \quad (37)$$

где  $T_T''$  – температура дымовых газов, К;

$C_p$  – теплоемкость дымовых газов, кДж/кг · К;

$H_p$  – энтальпия дымовых газов, кДж/кг

$$K_c = 0,03 \cdot (2 - 1,1) \cdot \left( 1,6 \cdot \frac{1013}{1000} - 0,5 \right) \cdot 3,0756 = 0,0931 \frac{1}{\frac{\text{м} \cdot \text{кг} \cdot \text{с}}{\text{см}^2}}$$

Степень черноты для светящегося пламени:

$$\alpha_{\text{св}} = 1 - e^{-(0,1381 \cdot \zeta_n + K_c) \cdot 1,4,6611} \quad (38)$$

где  $\zeta_n$  – суммарная объемная доля водяных паров и сухого трехатомного газа;

$K_c$  – степень ослабления лучей частицами  $\frac{1}{\frac{\text{м} \cdot \text{кг} \cdot \text{с}}{\text{см}^2}}$

$$\alpha_{\text{св}} = 1 - 2,7^{-(0,1381 \cdot 0,2588 + 0,0931) \cdot 1,4,6611} = 0,4490$$

Степень черноты для трехатомных несветящихся газов:

$$\alpha_T = 1 - e^{-0,1381 \cdot \zeta_n \cdot 1,4,6611} \quad (39)$$

$$\alpha_T = 1 - 2,7^{-0,1381 \cdot 0,2588 \cdot 1,4,6611} = 0,1528$$

Коэффициент М:

$$M = 0,54 - 0,2 \cdot x_T \quad (40)$$

где  $x_T = 0$  – положение максимума температуры пламени по высоте топки.

Таким образом,  $M = 0,54$ .

Находим коэффициент сохранения тепла:

$$\varphi = 1 - \frac{q_5}{\eta + q_5} \quad (41)$$

где  $q_5 = 0,04$  – потери тепла от наружного охлаждения

$$\varphi = 1 - \frac{0,04}{0,72 + 0,04} = 0,9473$$

Подставляя найденные значения в формулу, получаем [25]:

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		62

$$T_T^m = \frac{1673}{0,54 \cdot \left( \frac{4,9 \cdot 0,5029 \cdot 374,3017 \cdot 0,6137 \cdot 1673^3}{(10^8 \cdot 0,9473 \cdot 1280,4942 \cdot 8,1250)^{0,6}} + 1 \right)} - 273 = 596,3117 \text{ K}$$

По полученным данным из каталога [26] выбираем трубчатую печь со следующими характеристиками:

- 1) Тип печи – ВС2;
- 2) Радиантные трубы:
  - поверхность нагрева – 700 м<sup>2</sup>;
  - рабочая длина – 12,6 м;
- 3) Количество секций – 2;
- 4) Теплопроизводительность – 29,22 МВт;
- 5) Габаритные размеры:
  - длина – 11,1 м;
  - ширина – 8,4 м;
  - высота – 20 м;
- 6) Масса:
  - металла (без змеевика) – 50,8 т;
  - футеровки – 81,7 т.

## 2.7 Расчет вспомогательного оборудования

### 2.7.1 Расчет пористого фильтра

Пористый фильтр представляет собой корпус, разделенный пористой перегородкой. Задержанные частицы загрязнителя на поверхности перегородки образуют слой и становятся частью фильтровой перегородки. Задерживание частиц происходит в результате эффекта касания, диффузионного, инерционного и гравитационного процессов. Через некоторое время возникает необходимость удаления осадка, т.е. регенерация фильтра, так как по мере накопления частиц пористость уменьшается, а сопротивление увеличивается.

Производим расчет пористого фильтра, на установке осушки природного газа, который необходим для очистки осушенного газа от пыли молекулярных

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
						63
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

сит. Пропускная способность фильтра составляет  $5500 \text{ м}^3/\text{ч}$  и допустимый перепад давления равен  $4000 \text{ Па}$ .

Выбираем материал для изготовления фильтрэлемента, исходя из условия эксплуатации фильтра, прочностных, коррозионных характеристик материала и экономических соображений: Ст50ХГ.

Определяем максимальный размер пор:

$$d_{n \max} = 3 \cdot d_{\text{тоабс}} \quad (42)$$

где  $d_{\text{тоабс}}$  – абсолютная тонкость очистки, мкм ( $10 \text{ мкм}$ ).

$$d_{n \max} = 3 \cdot 10 = 30 \text{ мкм} = 30 \cdot 10^{-6} \text{ м}$$

Определяем средний размер пор:

$$d_{\text{нсс}} = 1,25 \cdot d_{n \max} \cdot \Pi^{0,3} \quad (43)$$

где  $\Pi$  – пористость фильтрэлемента ( $0,28$ ).

$$d_{\text{нсс}} = 1,25 \cdot 30 \cdot 0,28^{0,3} = 25,60 \text{ мкм} = 25,60 \cdot 10^{-6} \text{ м}$$

Определяем размер частиц порошка для изготовления фильтрэлемента, мкм<sup>2</sup>:

$$d_{\text{чср}} = \frac{d_{\text{нсп}}}{\Pi^2} \quad (44)$$

где  $d_{\text{нсп}}$  – средний размер пор фильтрэлемента.

$$d_{\text{чср}} = \frac{25,60}{0,28^2} = 326,53 \text{ мкм}^2 = 326,53 \cdot 10^{-12} \text{ м}$$

Назначаем толщину фильтрэлемента  $h$  по технологическим и прочностным соображениям в пределах  $0,25 - 5 \text{ мм}$  ( $2 \text{ мм} = 0,002 \text{ м}$ ).

Находим скорость потока в порах:

$$w_n = \frac{\Delta P_{\text{нач}} \cdot d_{\text{нсс}}^2}{208 \cdot h \cdot \mu} \quad (45)$$

где  $P_{\text{нач}}$  – начальное сопротивление фильтра, Па;

$\mu$  – вязкость фильтруемого вещества, Па·с

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		64



$$w_n = \frac{10000 \cdot (25,60 \cdot 10^{-6})^2}{208 \cdot 0,002 \cdot 18 \cdot 10^{-6}} = 0,875 \text{ м/с}$$

Определяем площадь фильтрации, м<sup>2</sup>:

$$F = \frac{Q}{w_n \cdot \Pi} \quad (46)$$

где Q – объемный расход, м<sup>3</sup>/ч (140 м<sup>3</sup>/ч);

w<sub>n</sub> – скорость потока в порах, м/с

$$F = \frac{140}{0,875 \cdot 0,28} = 571,43 \text{ м}^2$$

Определяем расчетное конечное сопротивление фильтра, Па:

$$\Delta P_{\text{конр}} = \frac{\Delta P_{\text{нач}}}{h} \cdot \left[ (1 - e^{-X}) \cdot \left( \frac{e^Y - 1}{A \cdot B} \right) + h \right] \quad (47)$$

где A – опытный коэффициент, зависящий от размеров частиц и размер пор: для очистки газов A = 5,25 · 10<sup>3</sup> с<sup>-1</sup>, для очистки жидкостей A = 10 с<sup>-1</sup>;

τ – время работы фильтра, с (35 ч = 126000 с);

q<sub>вх</sub> – объемное содержание твердых частиц в фильтруемом веществе на входе фильтра: c<sub>вх</sub> – концентрация загрязнителя, кг/м<sup>3</sup>;

ρ<sub>ч</sub> – плотность частиц загрязнителя, кг/м<sup>3</sup>;

w<sub>ф</sub> – скорость фильтрации, м/с;

Π<sub>о</sub> – пористость осадка;

$$X = A \cdot B \cdot h \quad (48)$$

$$X = 5,25 \cdot 10^3 \cdot 1,029 \cdot 0,002 = 10,805$$

$$Y = A \cdot q_{\text{вх}} \cdot \tau \quad (49)$$

$$Y = \frac{1}{5,25 \cdot 10^3} \cdot 0,005 \cdot 126000 = 0,12;$$

$$q_{\text{вх}} = \frac{c_{\text{вх}}}{\rho_x} \quad (50)$$

$$q_{\text{вх}} = \frac{20}{3,9 \cdot 10^3} = 0,005;$$

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
						65
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$B = \frac{(1 - \Pi_0) \cdot \Pi}{w_\phi} \quad (51)$$

$$B = \frac{(1 - 0,10) \cdot 0,28}{0,245} = 1,029 \text{ с / м};$$

$$w_\phi = \Pi \cdot w_n \quad (52)$$

$$\Delta P_{\text{конр}} = \frac{10000}{0,002} \cdot \left[ (1 - 2,7^{-10,805}) \cdot \left( \frac{2,7^{0,12} - 1}{5,25 \cdot 10^3 \cdot 1,029} \right) + 0,002 \right] =$$

$$= 10117,156 \text{ Па} = 10,117 \text{ кПа}$$

$$w_\phi = 0,28 \cdot 0,875 = 0,245 \text{ м / с.}$$

Определяем максимально допустимое время работы фильтра в секундах

(с) (если  $\Delta P_{\text{конр}}$  отличается от заданного  $\Delta P_{\text{кон}}$ ):

$$\tau_M = \frac{1}{A \cdot q_{\text{вх}}} \cdot \ln \left[ 1 + \frac{\Delta P_{\text{конр}}}{\Delta P_{\text{нач}}} \cdot \frac{X}{1 - e^X} \right] \quad (53)$$

где  $X = A \cdot B \cdot h$ ;

$$q_{\text{вх}} = \frac{c_{\text{вх}}}{\rho_x};$$

$A$  – опытный коэффициент, зависящий от размеров частиц и размер пор:  
для очистки газов  $A = 5,25 \cdot 10^3 \text{ с}^{-1}$ , для очистки жидкостей  $A = 10 \text{ с}^{-1}$ ;

$P_{\text{нач}}$  – начальное сопротивление фильтра, Па;

$\Delta P_{\text{конр}}$  – расчетное конечное сопротивление фильтра, Па

Так как  $\Delta P_{\text{конр}}$  практически не отличается от заданного  $\Delta P_{\text{кон}}$ , то  
 $\tau_M = \tau = 126000 \text{ с.}$

Определяем эффективность очистки [27]:

$$\eta = \frac{q_{\text{вх}} - q_{\text{вых}}}{q_{\text{вх}}} \cdot 100 \% \quad (54)$$

где:

$$q_{\text{вых}} = \frac{1}{A \cdot \tau_M} \cdot \ln \left( \frac{e^z + e^x - 1}{e^x} \right) \quad (55)$$

$$q_{\text{вых}} = \frac{1}{\frac{1}{5,25 \cdot 10^3} \cdot 126000} \cdot \ln \left( \frac{2,7^{0,12} + 2,7^{10,805} - 1}{2,7^{10,805}} \right) = 1,15 \cdot 10^{-7};$$

$$Z = A \cdot q_{\text{вх}} \cdot \tau_{\text{м}} \quad (56)$$

$$Z = \frac{1}{5,25 \cdot 10^3} \cdot 0,005 \cdot 126000 = 0,12.$$

$$\eta = \frac{0,005 - 1,15 \cdot 10^{-7}}{0,005} \cdot 100 \% = 99,9977 \% \approx 100 \%.$$

По полученным данным выбираем фильтр [28], со следующими техническими характеристиками:

- 1) Тип фильтра – ФГ-40 (ФГ-50);
- 2) Входное давление – 1,2 МПа;
- 3) Пропускная способность – 6000 м<sup>3</sup>/ч;
- 4) Допустимый перепад давления – 5000 МПа;
- 5) Габаритные размеры:
  - длина – 300 мм;
  - высота – 410 мм;
- 6) Масса – 26 кг

#### 2.7.2 Расчет рефлюксной емкости

Рефлюксная емкость предназначена для приема, хранения и выдачи жидких и газообразных сред при условном давлении в аппарате от 0,6 МПа до 1,6 МПа.

В рефлюксную ёмкость поступает газоконденсатная смесь, где происходит разделение жидкого дистиллята от паровой фазы. Паровую фазу смешивают с газом, выходящим из конденсатора, и направляют на приём компрессора. Жидкая фаза используется в качестве орошения абсорбера и колонны деэтанзации.

Исходные данные:

- 1) производительность по продукту 11876,05 кг/ч;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
						67
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

2) плотность продукта 662,85 кг/м<sup>3</sup>;

3) время заполнения емкости по производственным данным  $\tau = 0,5$  ч.

Определяем объем по формуле [29]:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{K \cdot \rho} \quad (57)$$

где  $G$  – часовая производительность по продукту, для которого предназначена емкость;

$\tau$  – время, на которое рассчитывается расход жидкого продукта;

$K$  – коэффициент заполнения емкости, обычно равен 0,6 – 0,8;

$\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

$$V = \frac{11876,05 \cdot 0,5}{0,6 \cdot 662,85} = 14,93 \text{ м}^3$$

По полученному значению объема выбираем соответствующую емкость [30] со следующими характеристиками:

Тип – ГЭЭ, исполнений 1, горизонтальный с двумя эллиптическими днищами;

Номинальная емкость – 16 м<sup>3</sup>;

Диаметр внутренний – 2000 мм;

Длина корпуса с днищами – 5280 мм;

Площадь внутренней поверхности – 35,6 м<sup>2</sup>.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		68

### 3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

#### 3.1 Основные требования безопасности при эксплуатации установки отбензинивания природного газа

Оборудования на установке отбензинивания газа работают при высоком давлении. Так, газ, поступающий с газового месторождения, может достигать значений давления 12 МПа, что, в случае аварии, создает опасность причинения вреда персоналу, обслуживающему данную установку. К тому же, конденсация тяжелых компонентов газового потока сопровождается значительным выделением холода, что может стать причиной неблагоприятных воздействий на персонал, работающий с данным оборудованием.

1. На установке отбензинивания газа должны быть вывешены:

- 1) утвержденная технологическая схема установки и отдельных узлов ее с указанием запорной регулирующей и предохранительной арматуры;
- 2) правила обслуживания и ремонта;
- 3) указания о порядке останова отдельных технологических линий и всей установки при аварийном положении.

2. Сепараторы должны быть оборудованы замерно-регулирующей и предохранительной арматурой, приборами контроля и автоматики, площадками и лестницами для обслуживания.

3. Канализационная емкость (бетонная), предназначенная для сбора сливных вод и продуктов зачистки должна равняться 10 % объема сепаратора.

4. "Свеча" сброса газа оборудуется устройством для зажигания. Диаметр "свечи" (факела) определяется скоростью истечения газа в атмосферу 10 – 15 м/сек, а высота свечи определяется по расчету на рассеивание и теплонапряженность.

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Сивцова Е. Ю.			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю. А.				У	69	81
<i>Н. контр.</i>		Родина Т. А.				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю. А.						

5. Разрешается горизонтальный вывод свечей в амбары для аварийной продувки установки с сжиганием газа. Расстояние от амбара до границ промышленных предприятий, населенных пунктов и различных стационарных хозяйственных или природных объектов должно приниматься исходя из того воздействия процесса горения углеводородов на объект, которое наиболее опасно. Дно и стенки амбара должны быть облицованы слоем мятой глины толщиной 500 мм. Вокруг амбара должна быть устроена обваловка высотой 1 м и шириной по верху 0,5 м с удалением низа обваловки от закраины амбара на 1 м. Амбар должен иметь ограждение из проволочной сетки. Высота ограждения должна быть не менее 1,5 м.

6. При применении пароподогревателей, устанавливаемых внутри аппаратов, работающих под давлением следует устанавливать отключающие задвижки, рассчитанные на давление в аппаратах. Кроме того на входе пара в аппарат должен быть установлен обратный клапан.

7. В случае длительных отвлечений подогревателей необходимо предусмотреть меры безопасности в обвязке аппарата, что позволяло бы работать при пониженных температурах сепарации.

8. Установка отбензинивания природного газа должна быть обеспечена средствами защитной автоматики, в случае разрывов шлейфов и технологического оборудования.

9. Запрещается подтягивать болты и шпильки на сосудах, арматуре и трубопроводах под давлением.

10. При обнаружении свищей и трещин в коммуникациях и аппаратах высокого давления следует немедленно отключить и освободить их от продукта через продувочные линии.

11. Вокруг установки отбензинивания природного газа должно быть устроено ограждение. За ограждением, находящимся за пределами установки должен быть устроен аварийный резервуар с обваловкой, для аварийной продувки технологической системы установки.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		70

12. Территория установки в ночное время должна освещаться.

13. Давление и температура в аппаратах установки должны измеряться по месту и регистрироваться в операторной.

14. На аппарате, кроме основного предохранительного устройства, должно быть предусмотрено резервное предохранительное устройство.

15. На вводимом газопроводе установки должны быть установлены регулятор давления, предохранительный клапан, предотвращающие возможность повышения давления сверх допустимого в системе сепарации.

16. Газ от предохранительных устройств должен отводиться на свечи, установленные в соответствии с действующими СНиП и ПТУСП. Диаметр отводящих трубопроводов (отводов) и свечей должен быть не менее диаметра предохранительных устройств. Концы свечей должны иметь защитные приспособления (козырьки, заслонки), предотвращающие попадание в свечи атмосферных осадков.

17. Предохранительное устройство на конденсатосборнике должно быть установлено в паровой зоне аппарата.

18. На каждом паропроводе при входе в подогреваемый аппарат должен быть установлен обратный клапан, рассчитанный на рабочее давление в паропроводе.

19. Если на паропроводе установлен обратный клапан, рассчитанный на рабочее давление в паропроводе, то необходима установка предохранительного сбросного клапана между аппаратом и обратным клапаном.

20. Топки подогревателя газа и испарителя для регенерации реагентов, помимо средств автоматического контроля, должны иметь смотровые отверстия (окна), обеспечивающие безопасный и удобный контроль за горением.

21. Перед включением скважин в установку низкотемпературной сепарации вся система (сепараторы, конденсатосборники) должна быть заполнена газом при давлении, равном давлению в газовом коллекторе.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		71

22. Ликвидация гидратных пробок в обвязке скважины, газопроводе, арматуре, аппаратуре должна производиться введением ингибиторов или обогревом паром, горячей водой, горячим газом.

23. Запрещается разогревать гидратную или ледяную пробку в лопнувшем газопроводе или аппарате без отключения его от общей системы и под давлением.

24. При обогреве аппаратуры паром должен быть обеспечен контроль за его подачей [31].

25. Территория установки должна быть обозначена предупредительными знаками.

26. Оборудование установки отбензинивания следует продувать в закрытую емкость с отводом газа в систему его утилизации.

27. Сбрасывать в атмосферу газы, содержащие сернистый водород и другие вредные вещества, без нейтрализации или сжигания запрещается.

28. На каждом газосепараторе устанавливаются не менее двух предохранительных устройств, каждое из которых должно обеспечивать безаварийную работу аппарата.

29. Предохранительные устройства на конденсатосборнике должны быть установлены в верхней части аппарата.

30. Сбрасываемый предохранительными устройствами газ должен отводиться в систему или на факел (свечу), установленные за пределами территории установки или на расстоянии не менее 25 м от ограждения [32].

### **3.2 Должностные инструкции оператора установки отбензинивания природного газа**

#### **3.2.1 Общие положения**

1. На должность оператора технологических установок 4-го разряда назначается лицо, удовлетворяющее следующим требованиям к образованию и обучению:

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		72



1) Профессиональное обучение – программы профессиональной подготовки по профессиям рабочих, программы переподготовки рабочих, программы повышения квалификации рабочих;

2) Среднее профессиональное образование – программы подготовки квалифицированных рабочих;

3) С опытом практической работы – не менее одного года по профессии с более низким (предыдущим) разрядом.

2. Особые условия допуска к работе оператора:

1) Возраст не моложе 18 лет;

2) Выполнение работ на высоте 1,8 м и более требует специального допуска;

3) Прохождение обучения и проверки знаний норм и правил работы в электроустановках в качестве электротехнологического персонала в объеме III группы по электробезопасности (до 1000 В);

4) Обучение мерам пожарной безопасности, включая прохождение противопожарного инструктажа и пожарно-технического минимума по соответствующей программе;

5) Прохождение обучения и проверки знаний требований охраны труда, безопасности в установленном порядке;

6) Прохождение обязательных предварительных (при поступлении на работу) и периодических медицинских осмотров (обследований), а также внеочередных медицинских осмотров (обследований) в установленном законодательством Российской Федерации порядке.

### 3.2.2 Требования к знаниям

Оператор технологической установки отбензинивания природного газа должен знать:

1. Виды ремонтов и последовательность работ по выводу основного и вспомогательного оборудования в ремонт и приему его из ремонта;

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		73

2. Порядок и правила проведения испытаний технологического оборудования и трубопроводов установки;
3. Правила производства работ повышенной опасности, в том числе огневых и газоопасных;
4. Виды неисправностей аппаратов, насосов и причины их возникновения;
5. Заданные технологические режимы оборудования;
6. Требования охраны труда, промышленной, пожарной и экологической безопасности;
7. Технологический регламент, инструкции по эксплуатации установки;
8. Технологические процессы, схемы и карты установки;
9. Назначение, устройство и правила применения контрольно-измерительных приборов и инструментов;
10. Правила пуска и остановки оборудования установки отбензинивания;
11. Принципы работы пульта управления;
12. Нормы расхода материалов на выполняемые работы;
13. Физико-химические и биологические свойства газа, газового конденсата, химических реагентов, порядок и правила их утилизации;
14. Правила работы на персональном компьютере в объеме пользователя, используемое программное обеспечение по направлению деятельности;
15. План ликвидации аварий;
16. Правила эксплуатации средств автоматизации;
17. Назначение, порядок оформления, применения оперативной и технической документации;
18. Основы термодинамики, механики, гидравлики и газовой динамики;
19. Проектные и допустимые значения параметров технологических режимов установки;
20. Предельные значения загазованности в рабочей зоне установки.

### 3.2.3 Права работника

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
						74
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Оператор установки имеет право:

1. Запрашивать и получать необходимую информацию, а так же материалы и документы, относящиеся к вопросам деятельности оператора установки отбензинивания природного газа.

2. Повышать квалификацию, проходить переподготовку (переквалификацию).

3. Вступать во взаимоотношения с подразделениями сторонних учреждений и организаций для решения вопросов, входящих в компетенцию оператора установки.

4. Принимать участие в обсуждении вопросов, входящих в его функциональные обязанности.

5. Вносить предложения и замечания по вопросам улучшения деятельности на порученном участке работы.

6. Обращаться в соответствующие органы местного самоуправления или в суд для разрешения споров, возникающих при исполнении функциональных обязанностей.

7. Пользоваться информационными материалами и нормативно-правовыми документами, необходимыми для исполнения своих должностных обязанностей.

8. Проходить в установленном порядке аттестацию.

### 3.2.4 Ответственность

Оператор установки несет ответственность за:

1. Неисполнение (ненадлежащее исполнение) своих функциональных обязанностей.

2. Невыполнение распоряжений и поручений заместителя председателя правления Учреждения.

3. Недостоверную информацию о состоянии выполнения порученных заданий и поручений, нарушении сроков их исполнения.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		75

4. Нарушение правил внутреннего трудового распорядка, правила противопожарной безопасности и техники безопасности, установленных в Учреждении.

5. Причинение материального ущерба в пределах, установленных действующим законодательством Российской Федерации.

6. Разглашение сведений, ставших известными в связи с исполнением должностных обязанностей [33].

За вышеперечисленные нарушения оператор технологической установки отбензинивания природного газа может быть привлечен в соответствии с действующим законодательством в зависимости от тяжести проступка к дисциплинарной, материальной, административной, гражданской и уголовной ответственности.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		76

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения работы была подобрана и проанализирована литература для изучения процесса осушки и отбензинивания природного газа, а также применяемые способы осушки, низкотемпературные методы отбензинивания природного газа.

Далее была изучена технологическая схема установки осушки и отбензинивания природного газа на Астраханском ГПЗ, а также основные параметры ведения процессов, сырье и получаемая продукция. Произведен технологический расчет основного и вспомогательного оборудования. Выполнен расчет материального баланса адсорбера и колонны дезтанизации, рассчитан и подобран пористый фильтр, рефлюксная емкость и трубчатая печь.

Также были изучены основные требования безопасности при эксплуатации установки отбензинивания природного газа и должностные инструкции оператора установки. Выполнены чертежи технологических схем осушки и отбензинивания природного газа.

Таким образом, поставленная цель и задачи бакалаврской работы выполнены.

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		Сивцова Е. Ю.			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		Гужель Ю. А.				У	77	81
<i>Н. контр.</i>		Родина Т. А.				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		Гужель Ю. А.						

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

- 1 Мурин, В. И. Технология переработки природного газа и конденсата / В. И. Мурин, Н. Н. Кисленко, Ю. В. Сурков. – М. : ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. – 517 с.
- 2 Бекиров, Т. М. Технология обработки газа и конденсата / Т. М. Бекиров, Г. А. Ланчаков. – М. : ООО «Недра-Бизнесцентр», 1999. – 596 с.
- 3 Жданова, Н. В. Осушка углеводородных газов / Н. В. Жданова, А. В. Халиф. – 2-е изд. – М. : Химия, 1984. – 192 с.
- 4 Тараканов, Г. В. Основы технологии переработки природного газа и конденсата: учеб. пособие / Г. В. Тараканов, А. К. Мановян. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2010. – 192 с.
- 5 Чуракаев, А. М. Газоперерабатывающие заводы. Технологические процессы и установки / А. М. Чуракаев. – М. : Химия, 1971. – 236 с.
- 6 Лapidус, А. Л. Газохимия / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – М. : Издательский центр РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2013. – 407 с.
- 7 ИТС 50-2017. Переработка природного и попутного газа. – М. : Бюро НДТ, 2017. – 222 с.
- 8 Studbooks.net : Достоинства и недостатки установки НТС [Электронный ресурс]. – М., 2018. – Режим доступа : [https://studbooks.net/610724/tovarovedenie/dostoinstva\\_nedostatki\\_ustanovki](https://studbooks.net/610724/tovarovedenie/dostoinstva_nedostatki_ustanovki). – 07.05.2021.
- 9 Балыбердина, И. Т. Физические методы переработки и исследования газа / И. Т Балыбердина. – М. : Недра, 1988. – 568 с.

					ВКР.171054.180301.ПЗ			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Сивцова Е. Ю.</i>			Расчет установки осушки и отбензинивания природного газа	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Провер.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>				у	78	81
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т. А.</i>				АмГУ, ИФФ, гр. 718-об		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю. А.</i>						

10 Кемпбел, Д. М. Очистка и переработка природных газов / Д. М. Кемпбел. – М. : Недра, 1977. – 349 с.

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

12 Султанов, О. Н. Инновационная ЗЭ технология осушки природного газа / О. Н. Султанов // Технические науки – от теории к практике. – 2012. – № 10. – С. 85 – 92.

13 Везиров, И. Р. Технология абсорбционной осушки газов и вакуумной регенерации абсорбента / И. Р. Везиров, Р. Р. Везиров, Ф. А. Арсланов // Башкирский химический журнал. – 2015. – № 4. – С. 33 – 38.

14 Колокольцев, С. Н. Совершенствование технологий подготовки и переработки углеводородных газов. Монография / С.Н. Колокольцев. – М. : ЛЕНАНД, 2015. – 600 с.

15 Колокольцев, С. Н. Совершенствование технологии подготовки и переработки углеводородного сырья (на примере Коробковского ГПЗ) : дис..... канд. техн. наук / С.Н. Колокольцев ; УГНТУ. – Уфа, 2007. – 230 с.

16 Николаев, Н. М. Коробковскому ГПЗ 40 лет / Н.М. Николаев, С.Н. Колокольцев // Нефть, газ и бизнес. – 2006. – № 9. – С. 68-72.

17 Светов, А. А. Анализ энергоэффективности и возможных путей снижения потребления энергоресурсов на действующих ГПЗ / А. А. Светов // Материалы XXIV Всероссийского межотраслевого совещания // ОАО «НИПИгаз-переработка». Краснодар, 2011. – С. 100-105.

18 Николаев, Н. М. Переработка газа в России и мире / Н. М. Николаев, С. Н. Колокольцев, А. Ю. Аджиев // Нефть, газ и бизнес. – 2007. – № 4. – С. 66-70.

19 Колокольцев, С. Н. Совершенствование технологии подготовки и переработки углеводородного сырья на Коробковском ГПЗ / С. Н. Колокольцев, А. Ю. Аджиев, Е. А. Кантор // Технологии нефти и газа. – 2009. – № 3 (62). – С. 9-17.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		79

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

21 Каратун, О. Н. Подбор эффективных адсорбентов для осушки обессеренного газа Астраханского ГПЗ / О. Н. Каратун [и др.] // Газовая промышленность. Переработка газа и газового конденсата. – 2020. – № 3. – С. 58 – 66.

22 Мельник В.Б. Промысловый сбор и переработка газа и газового конденсата: Учебник. – М. : Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина, 2017. – 464 с.

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

24 Кузнецов, А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А. А. Кузнецов, С. М. Кагерманов, Е. Н. Судаков. – Л. : Химия, 1974. – 344 с.

25 Коростылева, Л. А. Технологический расчет трубчатой печи: метод. указания / Л. А. Коростылева, А. А. Гарейшина. – Новый Уренгой, 2017. – 29 с.

26 Казеннов, А. А. Трубчатые печи: каталог / А. А. Казеннов [и др.]. – М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1998. – 29 с.

27 Литвинова, Н. А. Оценка процессов и расчет аппаратов защиты окружающей среды : метод. указания / Н. А. Литвинова. – Тюмень: РИО ФГБОУ ВПО «ТюмГАСУ», 2015. – 50 с.

28 Gazovik-gaz.ru : Фильтры газовые [Электронный ресурс]. – М., 2015. – Режим доступа : [https://gazovik-gaz.ru/assets/files/book/new/0498\\_0555.pdf](https://gazovik-gaz.ru/assets/files/book/new/0498_0555.pdf). – 11.06.2021.

29 Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П Г. Романков, А. А. Носков. – Л.: Химия, 1981. – 560 с.



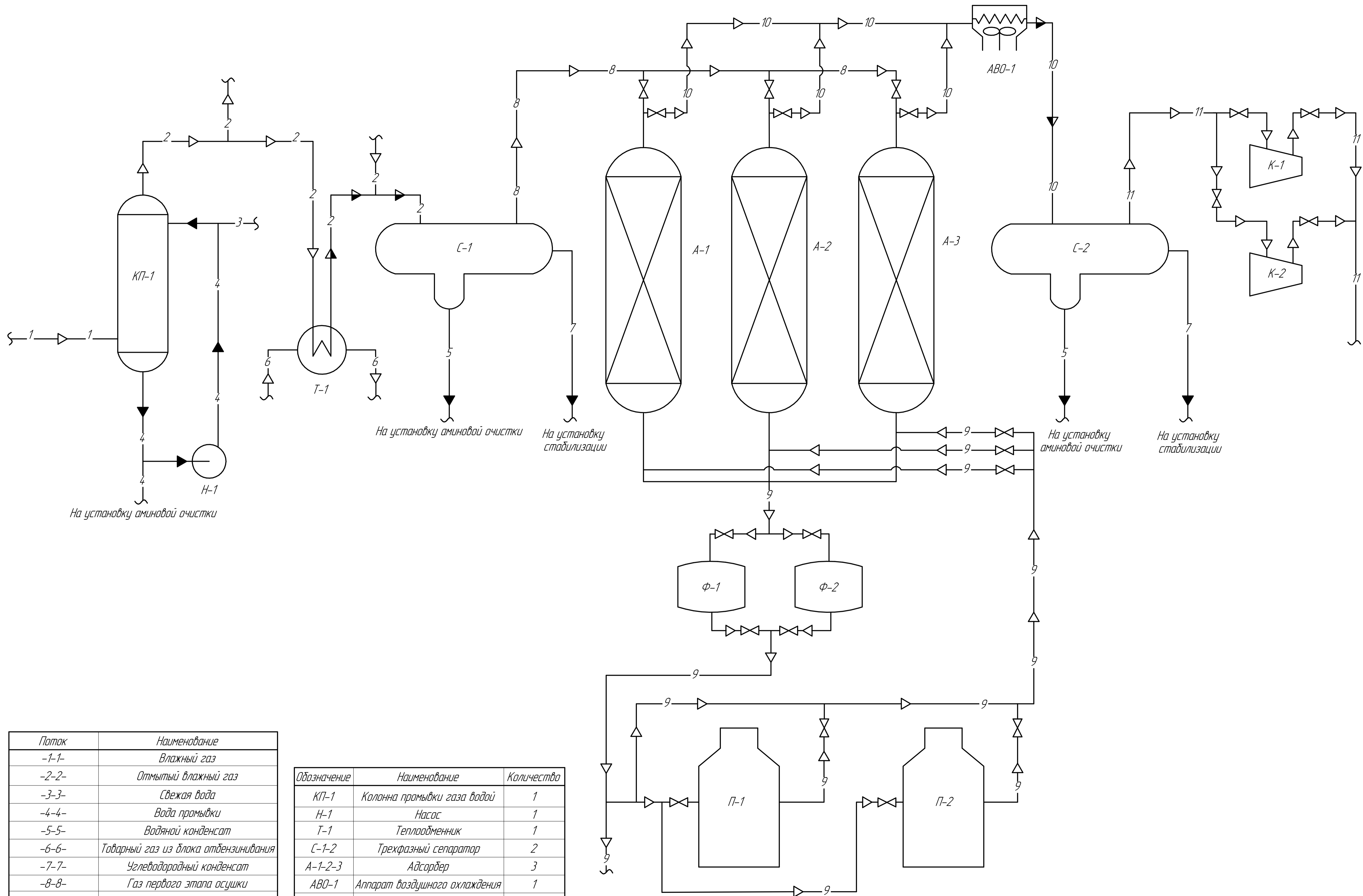
30 Таблица основных параметров и номинальных размеров корпусов аппаратов ГЭЭ [Электронный ресурс]. Ngmmr.ru. – Режим доступа : <https://ngmmr.ru/gee>. – 12.06.2021.

31 ОСТ 51-45-76. Газодобывающие предприятия. Эксплуатация установок по сбору и подготовке газа к транспорту. Требования безопасности. – Введ. 1976-02-15. – М. : Министерство газовой промышленности, 1977. – 11 с.

32 Приказ № 101. Об утверждении Федеральных норм и правил в области промышленной безопасности. Правила безопасности в нефтяной и газовой промышленности. Дополнительные требования к эксплуатации установок низкотемпературной сепарации газа. – Введ. 2013-03-12. – М. : Ростехнадзор, 2013. – 2 с.

33 Qualinfo.ru : Должностная инструкция оператора технологических установок 4-го разряда [Электронный ресурс]. – М., 2018. – Режим доступа : <https://qualinfo.ru/official-instructions/operator-tehnologicheskikh-ustanovok-4-go-razryada-5680/>. – 16.06.2021.

					ВКР.171054.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		81



Поток	Наименование
-1-1-	Влажный газ
-2-2-	Отмытый влажный газ
-3-3-	Свежая вода
-4-4-	Вода промывки
-5-5-	Водяной конденсат
-6-6-	Товарный газ из блока отдензивания
-7-7-	Углеводородный конденсат
-8-8-	Газ первого этапа осушки
-9-9-	Осушенный газ
-10-10-	Газ регенерации
-11-11-	Газ регенерации на очистку

Обозначение	Наименование	Количество
КП-1	Колонна промывки газа водой	1
Н-1	Насос	1
Т-1	Теплообменник	1
С-1-2	Трехфазный сепаратор	2
А-1-2-3	Адсорбер	3
АВО-1	Аппарат воздушного охлаждения	1
Ф-1-2	Фильтр	2
П-1-2	Печь	2
К-1-2	Компрессор	2

**ВКР.171054.180301.ТС**

Изм.	Лист	№ док.	Подп.	Дата	Расчёт установки осушки и отдензивания природного газа Технологическая схема блока осушки природного газа	Лит	Масса	Масштаб
Разраб.	Сидорова Е.В.					у		
Пров.	Гужель В.А.					Лист 1	Листов 2	
Т.контр.								
Инж.контр.	Родина Т.А.				АМГУ ИФФ			
Утв.	Гужель В.А.				гр. 718-об			
					Копировал		Формат А1	

Лист № 1  
 Лист № 2  
 Лист № 3  
 Лист № 4  
 Лист № 5  
 Лист № 6  
 Лист № 7  
 Лист № 8  
 Лист № 9  
 Лист № 10  
 Лист № 11  
 Лист № 12  
 Лист № 13  
 Лист № 14  
 Лист № 15  
 Лист № 16  
 Лист № 17  
 Лист № 18  
 Лист № 19  
 Лист № 20  
 Лист № 21  
 Лист № 22  
 Лист № 23  
 Лист № 24  
 Лист № 25  
 Лист № 26  
 Лист № 27  
 Лист № 28  
 Лист № 29  
 Лист № 30  
 Лист № 31  
 Лист № 32  
 Лист № 33  
 Лист № 34  
 Лист № 35  
 Лист № 36  
 Лист № 37  
 Лист № 38  
 Лист № 39  
 Лист № 40  
 Лист № 41  
 Лист № 42  
 Лист № 43  
 Лист № 44  
 Лист № 45  
 Лист № 46  
 Лист № 47  
 Лист № 48  
 Лист № 49  
 Лист № 50  
 Лист № 51  
 Лист № 52  
 Лист № 53  
 Лист № 54  
 Лист № 55  
 Лист № 56  
 Лист № 57  
 Лист № 58  
 Лист № 59  
 Лист № 60  
 Лист № 61  
 Лист № 62  
 Лист № 63  
 Лист № 64  
 Лист № 65  
 Лист № 66  
 Лист № 67  
 Лист № 68  
 Лист № 69  
 Лист № 70  
 Лист № 71  
 Лист № 72  
 Лист № 73  
 Лист № 74  
 Лист № 75  
 Лист № 76  
 Лист № 77  
 Лист № 78  
 Лист № 79  
 Лист № 80  
 Лист № 81  
 Лист № 82  
 Лист № 83  
 Лист № 84  
 Лист № 85  
 Лист № 86  
 Лист № 87  
 Лист № 88  
 Лист № 89  
 Лист № 90  
 Лист № 91  
 Лист № 92  
 Лист № 93  
 Лист № 94  
 Лист № 95  
 Лист № 96  
 Лист № 97  
 Лист № 98  
 Лист № 99  
 Лист № 100

