

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

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

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

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на
Амурском ГПЗ

Исполнитель студент группы 0107-об	_____	А.А. Щербань
	(подпись, дата)	
Руководитель доцент, канд. хим. наук	_____	С.А. Лескова
	(подпись, дата)	
Консультант по безопасности жизнедеятельности доцент, канд. техн. наук	_____	А.В. Козырь
	(подпись, дата)	
Нормоконтроль проф., док. хим. наук	_____	Т.А. Родина
	(подпись, дата)	

Благовещенск 2024

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

Институт компьютерных и инженерных наук
Кафедра Химии и химической технологии

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

ЗАДАНИЕ

К выпускной квалификационной работе студента Щербань Андрея Александровича

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ» утверждена Приказом от 17.04.2024 г №1016-УЧ
 2. Срок сдачи студентом законченной работы 07.06.2024 г.
 3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по сырью – 650 000 м³/ч. Давление осушаемого газа – 7,2 МПа, температура сырьевого газа – 15 °С. Характеристика адсорбента: средняя плотность – 750 кг/м³, средний диаметр гранул – 2,5 мм. Литературные данные. Технологическая документация, нормативная и иная документация
 4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессам осушки природного газа. Характеристика сырья и готовой продукции установки. Описание технологической схемы блока адсорбционной осушки. Материальный баланс. Моделирование и расчет оборудования. Безопасность и экологичность производства.
 5. Перечень материалов графической части: Технологическая схема установки адсорбционной осушки природного газа.
 6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А.В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»
 7. Дата выдачи задания 27.04.2024 г
- Руководитель выпускной квалификационной работы: Лескова Светлана Анатольевна, доцент, канд. хим. наук
- Задание принял к исполнению 27.04.2024 г. _____

РЕФЕРАТ

Бакалаврская работа содержит 77 страниц, 12 рисунков, 13 таблиц, 75 формул, 47 источников.

АДСОРБЦИОННАЯ ОСУШКА ПРИРОДНОГО ГАЗА, АМУРСКИЙ ГАЗОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД, ЦЕОЛИТЫ, СИЛИКАГЕЛИ, АЛЮМОГЕЛИ, АКТИВНЫЕ УГЛИ, АДСОРБЕР, УСТАНОВКА АДСОРБЦИОННОЙ ОСУШКИ ПРИРОДНОГО ГАЗА, АДСОРБЕРЫ С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ АДСОРБЕНТА, АДСОРБЕР С ДВИЖУЩИМСЯ СЛОЕМ АДСОРБЕНТА.

В данной бакалаврской работе рассмотрен технологический процесс адсорбционной осушки природного газа с целью удаления паров воды, нежелательно влияющих на дальнейшие процессы переработки газа. Особое внимание уделено изучению физико-химических основ процесса, основных видов промышленных адсорбентов, видов адсорберов, а также технологических схем адсорбционной осушки. Представлена характеристика сырья и готовой продукции производства, технологическое и аппаратурное оформление процесса. Приведено описание технологической схемы установки адсорбционной осушки природного газа. Работа включает в себя технологический расчет основного оборудования, материального баланса, а также моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа в специальном программном обеспечении.

Кроме того, в работе рассмотрены вопросы обеспечения безопасности и экологичности производства, включая характеристику опасностей производства, меры безопасности при введении процесса, а также воздействие производства на окружающую среду.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Щербань А.А.</i>			<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				У	3	77
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						
						<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>		

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	6
1 Литературный обзор	8
1.1 Необходимость осушки природного газа	8
1.2 Физико-химические основы адсорбционных процессов	9
1.2.1 Основные понятия и определения	9
1.2.2 Природа адсорбции	10
1.2.3 Структура промышленных адсорбентов	11
1.2.4 Некоторые свойства адсорбентов и требования к ним	12
1.3 Основные виды промышленных адсорбентов	14
1.3.1 Силикагели	14
1.3.2 Активные угли	15
1.3.3 Алюмогели	16
1.3.4 Цеолиты	17
1.4 Основные типы адсорберов	21
1.4.1 Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента	21
1.4.2 Адсорберы с движущимся слоем адсорбента	23
1.4.3 Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента	24
1.5 Технологические схемы адсорбционной осушки газа	26
2 Технологическая часть	30
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции	30
2.2 Описание технологической схемы установки адсорбционной осушки природного газа	32
2.3 Основное оборудование установки адсорбционной осушки природного газа	35
2.4 Материальный баланс блока осушки природного газа	36

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Щербань А.А.</i>			<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>			
<i>Пров.</i>		<i>Лескова С.А.</i>						
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>	
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>			У	4	77	
					<i>АмГУ, ИКиИИ гр. 0107-об</i>			

2.5 Расчет основного оборудования блока осушки	40
2.5.1 Расчет адсорбционной колонны	40
2.5.1.1 Расчет цикла регенерации адсорбента	41
2.5.2 Расчет трубчатой печи	46
2.5.2.1 Расчет процесса горения топлива	47
2.5.2.2 Определение тепловой нагрузки и КПД печи, часового расхода топлива	50
2.5.2.3 Выбор трубчатой печи	52
2.5.3 Расчет теплообменного аппарата	52
2.5.4 Расчет сепаратора	55
2.6 Моделирование установки адсорбционной осушки газа	59
3 Безопасность и экологичность производства	62
3.1 Характеристика пожароопасных и токсичных свойств сырья и готовой продукции	62
3.2 Характеристика опасностей производства, обусловленных особенностями технологического процесса	64
3.3 Меры безопасности при ведении технологического процесса	66
3.3.1 Действия персонала по предупреждению и устранению возгорания, пожара на установке	67
3.3.2 Средства коллективной и индивидуальной защиты персонала	68
3.4 Воздействие производства на окружающую среду	70
Заключение	72
Библиографический список	73

ВВЕДЕНИЕ

Природный газ – это смесь углеводородов, преимущественно метана, с небольшими примесями некоторых соединений, таких как этан, пропан, бутан, пентан и другие. Кроме того, природный газ содержит вещества, не являющиеся углеводородами: водород, сероводород, углекислый газ, азот, гелий и другие инертные газы.

Процесс осушки газа наиболее важен для дальнейшей его переработки, так как влага в газе способствует образованию гидратов, коррозии оборудования, снижению качества продуктов и увеличению затрат на транспортировку газа.

Наиболее эффективным способом осушки природного газа, позволяющим достигать низкой температуры точки росы, является адсорбционная осушка, основанная на селективном поглощении компонентов газа поверхностью твердого поглотителя – адсорбента.

Целью бакалаврской работы является изучение процесса адсорбционной осушки газа для моделирования процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ.

Для достижения поставленной цели были сформулированы следующие задачи:

1. Провести подбор и анализ научно-технической литературы на основе литературных источников.
2. Изучить и привести описание технологической схемы адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ.
3. Выполнить расчет основного оборудования установки адсорбционной осушки газа.
4. Выполнить моделирование установки адсорбционной осушки природного газа, используя специальное программное обеспечение.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>					
<i>Разраб.</i>		<i>Щербань А.А.</i>						<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Лескова С.А.</i>						<i>У</i>	<i>6</i>	<i>77</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>								

5. Рассмотреть основные факторы воздействия процесса на окружающую среду и меры безопасности при ведении технологического процесса, пожароопасные и токсичные свойства сырья, готовой продукции, а также правила обращения с ними.

6. Выполнить графическое изображения установки в виде чертежа технологической схемы.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						7
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Необходимость осушки природного газа

В процессе транспортировки или при технологических процессах подготовки или переработки природного газа (например, при сжижении) может происходить конденсация влаги из-за колебаний температуры или давления, что приводит к образованию капель воды или гидратов, в том числе с углеводородами, что усложняет функционирование транспортной системы, запорно-регулирующих устройств, автоматизированных систем управления, контрольно-измерительных приборов, а также технологических процессов. Кроме того, влага, присутствующая в газовых потоках, может взаимодействовать с углекислым газом и сероводородом, инициируя химические реакции, которые приводят к образованию кислот, вызывающих коррозию металлических элементов. Важно отметить, что катализаторы, применяемые в процессах дальнейшей переработки газа, могут быть отравлены влагой. Это, в свою очередь, существенно снижает их функциональность и сокращает период эксплуатации. В результате возникает необходимость в увеличении частоты технического обслуживания и замены критически важных элементов [1].

В рамках химической термодинамики и физической химии, газовые гидраты классифицируются на техногенные (искусственные) и природные, возникающие естественным путем. Техногенные гидраты могут формироваться в процессе добычи газа, включая призабойную зону скважины, ствол скважины, шлейфы и внутривнепромисловые коллекторы, а также при промышленной и заводской переработке газа, производстве и хранении сжиженного природного газа (СПГ) и в технологических и магистральных трубопроводах.

Аккумуляция техногенных гидратов представляет собой нежелательное явление в инженерной практике, поскольку их оседание на стенках труб и обо-

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Щербань А.А.</i>			<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				<i>У</i>	<i>8</i>	<i>77</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>						
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						
						<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>		

рудования приводит к снижению пропускной способности, увеличению гидравлического сопротивления, что может вызвать гидроудары, разрывы трубопроводов и нарушение технологического режима работы установок [2].

Таким образом, процесс осушки газа является неотъемлемой частью его подготовки к транспортировке и последующему использованию. Эффективная осушка природного газа не только предупреждает коррозию, но и обеспечивает более долгий срок службы оборудования, повышая общую эффективность и снижая эксплуатационные издержки.

1.2 Физико-химические основы адсорбционных процессов

1.2.1 Основные понятия и определения

Адсорбция, являясь одним из ключевых массообменных процессов, обеспечивает поглощение компонентов из газовой или жидкой фазы поверхностью твердого тела. Этот процесс, осуществляемый адсорбентом – твердым телом с высокоразвитой пористой структурой и значительной удельной поверхностью, позволяет эффективно улавливать адсорбтив – вещество, которое подвергается адсорбции. В результате адсорбции образуется адсорбат – вещество, удерживаемое на поверхности адсорбента.

Адсорбционная осушка природного газа предназначена для удаления влаги из газа до требуемых значений в соответствии с нормативными и технологическими документами. Адсорбционная осушка природного газа состоит в избирательном поглощении активными центрами на поверхности пор адсорбента, молекул воды с последующим извлечением их из пор повышением температуры или снижением давления среды, различными видами энергии, десорбирующим агентом [3].

Влажность газа определяется концентрацией воды в паровой фазе системы «газ – вода» и может быть выражена в различных единицах измерения, включая массу паров воды в единице массы сухого газа или в единице объема сухого газа, а также число молей паров воды в 1 моле сухого газа. Влагосодержание газа указывает на максимальное количество водяных паров, которое может содержаться в газе при данной температуре, давлении и составе газа.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		9

Абсолютная влажность газа отражает количество водяного пара в единице объема газовой смеси, приведенной к нормальным условиям, в то время как относительная влажность показывает, какая доля от максимально возможного количества водяного пара находится в газе при тех же давлении и температуре [4].

Степень осушки газа обычно зависит от температуры точки росы по влаге или влажности газа при рабочих или нормальных условиях.

Точка росы по влаге является критическим параметром, который определяет наивысшую температуру, при которой водяные пары начинают конденсироваться при данном давлении. Точка росы может также определяться как давление, при котором начинается конденсация водяных паров в заданных температурных условиях, и в таких обстоятельствах она обозначается как точка росы газа по давлению.

Депрессия точки росы указывает на разницу между точками росы до и после осушки газа, что является показателем эффективности процесса осушки [3].

1.2.2 Природа адсорбции

Адсорбция молекул объемной фазы в твердом теле происходит из-за того, что у молекул поверхности отсутствуют родственные соседи и они взаимодействуют с молекулами сопряженной объемной фазы. Силы молекулярного взаимодействия, действующие в процессе адсорбции, аналогичны тем, которые способствуют конденсации паров и известны как физические или Ван-дер-Ваальсовы силы.

Различают два типа Ван-дер-Ваальсовых сил: неспецифические и специфические [4]:

Неспецифические Ван-дер-Ваальсовы силы связаны с молекулярной массой участвующего во взаимодействии вещества. Более тяжелые вещества, как правило, легче конденсируются и сильнее адсорбируются.

Специфические Ван-дер-Ваальсовы силы проявляются, когда участки на поверхности твердого тела и молекулы объемной фазы обладают локализованными электрическими зарядами. В сравнении с неспецифическими (дисперсионными) силами, эти силы обычно менее выражены.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						10
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

Ван-дер-Ваальсовы силы представляют собой лишь один из типов молекулярного взаимодействия. Помимо них, важную роль играют химические силы. В соответствии с типом сил различают адсорбцию физическую и химическую.

Физическая адсорбция характеризуется относительно слабыми силами взаимодействия, что позволяет легко разрушить образовавшуюся адсорбированную фазу, обеспечивая тем самым возможность адсорбционного процесса [4].

В случае химической адсорбции, или хемосорбции, молекулы адсорбента и адсорбата вступают в химические связи, которые могут быть ковалентными или ионными. Эта особенность придает хемосорбции усиленную прочность и снижает ее обратимость по сравнению с физической адсорбцией. Хемосорбция тесно связана с гетерогенными реакциями, протекающими на границе раздела фаз, и характеризуется повышенной энергией активации. Тепловой эффект, возникающий в результате хемосорбции, значительно превосходит аналогичный эффект физической адсорбции, что обусловлено и перестройкой электронных оболочек адсорбтива и адсорбента [5].

1.2.3 Структура промышленных адсорбентов

Большинство промышленных адсорбентов обычно обладают комплексной структурой со множеством пор разнообразных размеров. Определяющим фактором для адсорбционной эффективности и кинетики адсорбции является концентрация мелких пор на единицу объема или массы адсорбента. Поры классифицируются на основе их размеров на микропоры, мезопоры (переходные) и макропоры [6].

- Микропоры представляют собой наименьшие поры с размерами, сопоставимыми с габаритами адсорбируемых молекул, и эффективными радиусами в диапазоне от 0,5 до 1 нм. Общий объем микропор в промышленных адсорбентах обычно ограничивается 0,5 см³/г [7].

Особенностью адсорбции в микропорах является заметное увеличение энергии адсорбции в сравнении с адсорбцией в более крупных порах.

В таких адсорбентах, как активные угли или синтетические цеолиты, размеры микропор сравнимы с промежутками между порами. Это создает условия,

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						<i>11</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

при которых все атомы или молекулы адсорбента взаимодействуют с молекулами адсорбата в микропорах, формируя поле адсорбционных сил во всем объеме микропор. Это является ключевым отличием адсорбции в микропорах от процессов в более крупных порах. Процесс адсорбции в микропорах можно описать как объемное заполнение адсорбционного пространства микропор адсорбируемыми молекулами [6].

- Мезопоры, также известные как переходные поры, обладают эффективными радиусами, значительно превышающими габариты адсорбируемых молекул, варьирующимися в диапазоне от 1,5 нм до 100 – 200 нм. Структура стенок этих пор, которые являются относительно крупными, формируется за счет обширного количества атомов или молекул адсорбента. В этом случае приобретает физический смысл понятие о поверхности пор адсорбента. Обычно поверхность адсорбента относят к единице его массы и пользуются понятием удельной поверхности. В зависимости от развития пор и преобладающих их радиусов удельные поверхности пор могут находиться в интервале от 10 до 400 м²/г [8].

Переходные поры являются основными транспортными артериями, по которым осуществляется подвод вещества к микропорам [7].

- Макропоры, являющиеся наиболее крупными порами в структуре адсорбентов, обладают эффективными радиусами, превышающими 100 – 200 нм. Отличительной чертой макропор является их низкая удельная поверхность в пределах от 0,5 до 2,0 м²/г, что делает адсорбцию на их поверхности минимальной и практически несущественной. Объем макропор варьируется от 0,2 до 0,8 см³/г, что способствует их функции как крупных транспортных каналов внутри зерен адсорбентов, улучшая доступ адсорбатов к микропорам и мезопорам.

Важно отметить, что макропоры оказывают значительное влияние на кинетику адсорбционных процессов. Они обеспечивают свободное движение адсорбата внутри пористого тела, что важно для эффективности адсорбционных материалов [9].

1.2.4 Некоторые свойства адсорбентов и требования к ним

Адсорбенты, применяемые для осушки природного газа должны отвечать

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		12

следующим основным требованиям [10]:

- иметь высокую адсорбционную емкость;
- обладать высокой селективностью;
- быть способным к регенерации;
- иметь высокую механическую прочность;
- обладать стабильной адсорбционной активностью и селективностью в условиях длительной эксплуатации;
- быть нетоксичным и способным к утилизации после использования;
- иметь стоимость, обеспечивающую эффективность процесса.

Адсорбционная способность (поглотительная способность, активность адсорбента) определяется как объем адсорбированного вещества (адсорбтива) на единицу массы или объема адсорбента, выраженный в кубических сантиметрах на грамм ($\text{см}^3/\text{г}$) или в процентном соотношении. Этот параметр отражает эффективность адсорбента в процессе удаления или извлечения определенных компонентов из газов или жидкостей.

Существует два основных типа активности адсорбентов: равновесная и динамическая. Равновесная активность, также известная как статическая, характеризуется количеством адсорбтива, удерживаемого адсорбентом при достижении равновесного его содержания в системе.

Для промышленных целей особое значение приобретает динамическая активность адсорбентов. Она определяется как количество влаги, поглощаемой адсорбентом в процессе пропускания влажного газа через его слой до момента, когда концентрация паров воды в выходящем газе превышает заданную величину, что приводит к так называемому «проскоку» воды [11].

Динамическая активность адсорбента зависит от множества параметров. Она определяется не только высотой слоя адсорбента и временем контакта с осушаемым газом, но и температурой окружающей среды, влажностью газа, равномерностью распределения газового потока по сечению слоя и степенью регенерации адсорбента, а также морфологическими характеристиками адсорбента, такими как размер и форма его зерен [12].

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		13

Ключевым фактором, влияющим на эффективность адсорбционного слоя, является относительная влажность газа. Повышенная относительная влажность усиливает активность адсорбента. В то же время, увеличение времени взаимодействия между газом и адсорбентом приводит к более глубокой осушке и увеличивает период работы адсорбционного слоя до момента, когда начинается проскок воды [11].

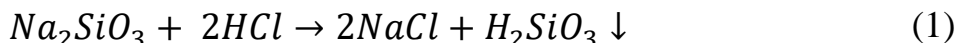
1.3 Основные виды промышленных адсорбентов

1.3.1 Силикагели

Силикагель, представляющий собой высокоэффективный адсорбент, обладает большой внутренней поверхностью, селективно поглощающей пары воды, органические соединения, а также другие вещества из газовых смесей и разнообразных растворов.

Силикагель представляет собой обезвоженный гидрогель кремниевой кислоты разной степени обводнения $SiO_2 \cdot nH_2O$. Силикагель эффективно десорбирует адсорбированные вещества при нагревании, восстанавливая свои адсорбционные характеристики. Тем не менее, при температуре выше $200\text{ }^\circ\text{C}$, даже высококачественный силикагель начинает терять адсорбционные свойства из-за уменьшения количества активных центров, представленных гидроксильными группами [13].

Силикагель получают путем кислотной обработки (с использованием HCl или H_2SO_4) водных растворов силикатов щелочных металлов. Этот процесс включает последующее удаление солей щелочных металлов из раствора путем тщательной промывки, за которой следует дегидратация полученного кремнезема (геля) H_2SiO_3 . В результате этих операций формируется высушенный (затвердевший) гель – силикагель [10]:



					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		14

Преимущества силикагеля [14]:

- высокая поглотительная емкость;
- инертен и не способствует коррозии технологического оборудования;
- низкая температура регенерации (110 °С – 200 °С) и, соответственно, низкие энергозатраты;
- высокая механическая прочность;
- низкая себестоимость;
- пожаробезопасность и взрывобезопасность.

Промышленные силикагели, производимые на территории России, классифицируют по ГОСТ 3956-76 по следующим критериям [15]:

- по форме зерен (гранулированные или кусковые);
- по размерам зерен (крупные и мелкие);
- по размерам пор (крупнопористые и мелкопористые).

Согласно ГОСТ 3956-76, силикагели имеют следующее буквенное обозначение [15]:

- первая буква показывает размер гранул (А – активированный, М – мелкий, К – крупный, Ш – шихтовый);
- вторая буква – всегда С (силикагель);
- третья буква – размер пор (М – мелкопористый, К – крупнопористый);
- четвертая буква показывает форму частиц (К – кусковой, Г – гранулированный).

В зависимости от марки отечественных силикагелей их удельная поверхность находится в пределах 300 – 750 м²/г, объем пор силикагелей – 0,3 – 1,2 см³/г, насыпная плотность – 0,4 – 0,9 м²/г [13].

1.3.2 Активные угли

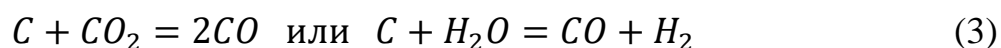
Активные угли, являющиеся пористыми адсорбционными материалами, преимущественно состоят из элементарного углерода. Процесс их производства включает термохимическую обработку разнообразного органического сырья, включая твердое топливо на разных стадиях метаморфизации – от торфа до антрацита, а также древесины и её производных (уголь, опилки, бумажные отходы),

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		15

кожевенных отходов и биоматериалов [16].

Активированные угли отличаются широким диапазоном возможного изменения удельной поверхности (от 400 до 1750 м²/г и более), объема пор (0,55 – 1,5 см³/г), среднего радиуса пор (0,4 – 15 нм), насыпной плотности (0,2 – 0,6 г/см³) [9].

В процессе получения активированных углей, исходные органические материалы, например, дерево, подвергаются процедуре термообработки без доступа воздуха, что приводит к формированию первичного продукта – угля-сырца. Для развития микропористой структуры, уголь-сырец подвергается активации с использованием водяного пара или диоксида углерода при 850 °С – 900 °С [17]:



Этот процесс способствует удалению аморфного углерода и частичному разложению кристаллитов, что ведет к образованию микропор, а также мезо- и макропор, обеспечивая высокую адсорбционную активность и разнообразие пористой структуры активированного угля.

Активированный уголь как адсорбент способен адсорбировать широкий спектр веществ, причём наиболее эффективно он поглощает углеводороды и их производные. В меньшей степени активированный уголь поглощает спирты, аммиак, воду и другие полярные соединения. Рассматриваемый адсорбент используется для извлечения углеводородов из природного газа и очистки газа от кислых и серосодержащих компонентов. Активность угля по воде очень незначительна [13].

1.3.3 Алюмогели

Активный оксид алюминия Al_2O_3 , известный как алюмогель, является распространённым адсорбентом, который находит применение во многих отраслях благодаря своей доступности и эффективности. Производимый в различных формах, включая гранулированную, цилиндрическую и сферическую, алюмогель представляет собой экономически выгодный вариант адсорбента, несмотря

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		16

на его относительно низкую адсорбционную активность. Одним из ключевых преимуществ алюмогеля является его устойчивость к воздействию капельной влаги. Кроме того, алюмогель может служить защитным слоем для более чувствительных адсорбентов, таких как силикагель и цеолиты, предотвращая их разрушение при контакте с капельной влагой [13].

Активный оксид алюминия получают путем прокаливания гидроксидов алюминия: тригидратов (гиббсита, байерита, нордстранита) и моногидратов (диаспора, окристаллизованного бёмита, гелеобразного бёмита) [17].

Модификации алюмогеля, получаемые в результате термической обработки, демонстрируют разнообразие структурных и физико-химических свойств, зависящих от ряда факторов. Среди них – параметры термообработки, присутствие щелочных и щелочноземельных металлов, а также уровень остаточной влажности. В частности [9]:

- низкотемпературные кристаллические модификации (температура получения 1000 °С);
- высокотемпературные модификации (900 °С – 1000 °С);
- при температурах более 1000 °С получают α – Al_2O_3 (корунд).

Основные марки алюмогеля, производимого отечественной промышленностью, характеризуются формой цилиндрических гранул с диаметром 3 – 4 мм. Удельная поверхность алюмогелей составляет 170 – 220 м²/г, суммарный объем пор находится в пределах 0,6 – 1,0 см³/г [18].

Активный оксид алюминия имеет следующие области применения [17]:

- осушка газов;
- очистка масел от продуктов их окисления;
- очистка потоков жидкостей и газов от соединений, содержащих фторид-ионы;
- катализаторы и носители для металлсодержащих и оксидных катализаторов в различных процессах (гидрокрекинг, гидроочистка, риформинг).

1.3.4 Цеолиты

Цеолиты, также известные как молекулярные сита, представляют собой

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		17

класс адсорбентов с регулярной пористой структурой, где размеры пор соизмеримы размерам адсорбируемых молекул. Цеолиты являются кристаллическими алюмосиликатами, содержащими ионы натрия, калия или других металлов, и относятся к категории нанопористых материалов с регулярной ажурной структурой. Диаметр пор в цеолитах составляет приблизительно 1 нм, который определяется размером атома катиона и мольным отношением $SiO_2 \cdot Al_2O_3$ [13].

Каждому виду цеолитов характерны уникальные свойства [11]:

- селективная адсорбция: цеолиты способны избирательно адсорбировать молекулы определенного размера и формы из газовых и жидких сред, при повышении температуры они могут регенерировать свои адсорбционные свойства;
- ионообменные свойства, подобно ионообменным смолам, которые существенно дороже;
- каталитическая активность: цеолиты могут ускорять химические реакции, действуя как катализаторы;
- термическая и химическая стабильность: они демонстрируют высокую устойчивость в агрессивных условиях, таких как кислотные среды и высокие температуры.

Общая химическая формула цеолитов $Me_{2/n}O \cdot Al_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$, где Me – катион металла; n – его валентность. Кристаллическая структура цеолитов представляет собой упорядоченное соединение тетраэдров SiO_4 и AlO_4 , которые образуют трехмерные ажурные каркасы, в полостях и каналах которых находятся катионы металлов и молекулы H_2O , причем их отрицательный заряд компенсируется положительным зарядом катионов металлов [17].

На рисунке 1 изображена структура синтетических цеолитов типа X и A.

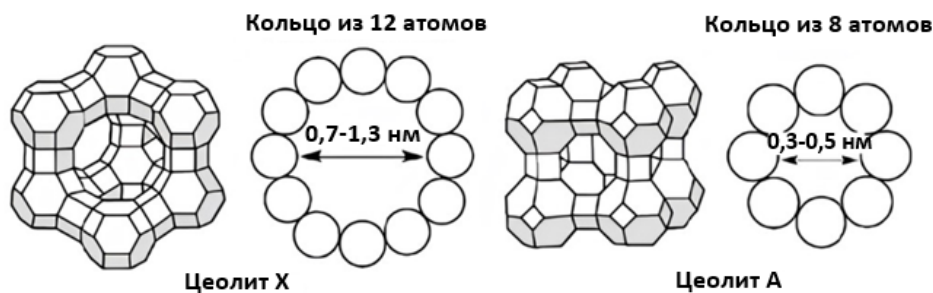


Рисунок 1 – Структурные единицы цеолитов

Так, цеолиты типа А имеют поры диаметром от 0,3 до 0,5 нм, а цеолиты типа Х – от 0,7 до 1,3 нм.

В освободившихся полостях могут селективно сорбироваться молекулы воды, диоксида углерода, сероводорода и других веществ. Поэтому цеолиты применяются как адсорбенты при очистке, осушке и разделении газов [19].

Синтетические цеолиты имеют строение и геометрическую структуру, подобные природным цеолитам. Различают синтетические цеолиты типа А, Х, Y и другие [9]:

– цеолиты типа А относятся к низкокремнистым формам: в них отношение $SiO_2:Al_2O_3$ не превышает 2;

– цеолиты типа Х имеют мольное отношение $SiO_2:Al_2O_3$, которое может изменяться от 2,2 до 3,3;

– цеолиты типа Y характеризуются мольным отношением $SiO_2:Al_2O_3$ в пределах от 3,1 до 6,0.

Цеолиты типа А и Х демонстрируют выдающуюся эффективность при осушке и очистке газа от кислых и серосодержащих компонентов. Эти адсорбенты имеют двухзначные обозначения: KA, NaA, CaA, NaX, CaX , где первая часть обозначения указывает на преобладающий в нем катионы (K^+, Na^+, Ca^{+2}), вторая – тип решетки (А или Х).

В молекулярных ситах происходит эффективная адсорбция тех компонентов, чьи молекулярные размеры соответствуют размеру пор кристаллической решетки. В то же время, молекулы, превышающие эти размеры, не могут проникнуть через узкие окна кристаллической решетки, и, следовательно, остаются неадсорбированными [10].

Синтетические цеолиты марок А и Х отличаются высокой адсорбционной активностью и способностью достигать очень низких точек росы. Эти цеолиты проявляют устойчивость к физическому разрушению при воздействии капельной влаги, что свидетельствует о их высокой надежности в эксплуатации. В отличие от силикагелей и активного оксида алюминия, цеолиты А и Х сохраняют свою адсорбционную способность при любой относительной влажности газа.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						19
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Они эффективны при низких парциальных давлениях водяных паров, что делает их идеальным выбором для задач глубокой осушки и очистки газовых потоков от примесей. Молекулярные сита демонстрируют высокую активность в широком спектре температур и давлений, превосходя, таким образом, силикагель и оксид алюминия. Это свойство позволяет сократить время необходимое для охлаждения адсорбента после его регенерации. Более того, за счет более высокой скорости адсорбции, цеолиты обеспечивают малую длину рабочей зоны объемного слоя сорбента. Цеолиты также способны функционировать при повышенных скоростях газа до, сохраняя при этом стабильную динамическую активность и высокое качество осушки газа [13].

Характеристики цеолитов отечественного производства приведены в таблице 1 [20].

Таблица 1 – Характеристики цеолитов различных типов

Показатель	Тип			
	КА	NaA	CaA	CaX
Насыпная плотность, г/см ³	0,62	0,65	0,65	0,6
Водостойкость, % по массе	96	96	96	96
Динамическая активность по парам воды при осушке до точки росы минус 70 °С, мг/см ³	85	120	95	100
Удельная поверхность, м ² /г	750	800	750	1030

Цеолиты в качестве адсорбентов для осушки газа имеют следующие преимущества [10]:

- большая механическая прочность;
- высокое сопротивление к воздействию капельной влаги;
- высокая динамическая активность, в том числе и при низких парциальных давлениях паров воды;
- сохраняют высокую активность в широком интервале температур и давлений;
- обладают высокой скоростью адсорбции до установления заданной степени влагосодержания.

Основным недостатком цеолитов является их относительно высокая стоимость.

1.4 Основные типы адсорберов

В процессе адсорбции осуществляются следующие этапы, каждый из которых имеет важное значение для эффективности всего процесса [21]:

– адсорбция – этот этап включает в себя контакт смеси, подлежащей осушке или очистке, с адсорбентом. В результате этого взаимодействия, определенные компоненты смеси удерживаются на поверхности адсорбента, в то время как остальные компоненты удаляются из адсорбционного слоя.

– десорбция – на данном этапе происходит контакт насыщенного адсорбента с десорбирующим агентом, что позволяет извлечь адсорбированные ранее компоненты. Это необходимо для восстановления адсорбционных свойств адсорбента. Чтобы облегчить процесс десорбции, уменьшить потребление десорбирующего агента и обеспечить более полную регенерацию адсорбента, процесс обычно проводится при повышенной температуре.

По состоянию слоя адсорбента в аппарате адсорберы можно разделить на три группы [22]:

1 – адсорберы с неподвижным слоем адсорбента (аппараты периодического действия);

2 – адсорберы с движущимся плотным слоем адсорбента;

3 – адсорберы с псевдоожиженным слоем адсорбента.

Последние две группы относятся к аппаратам непрерывного действия.

1.4.1 Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента обычно исполненные в вертикальной конфигурации, заполняются гранулированным адсорбентом. Высота слоя адсорбента определяется на основе расчетного объема адсорбента и его гидравлического сопротивления, и может варьироваться в пределах от 2 до 12 метров. Кроме вертикальных применяются также горизонтальные адсорберы, используемые, как правило, при больших расходах газа (более 30000 м³/ч) [21].

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		21

На рисунке 2 представлены принципиальные схемы адсорберов с неподвижным слоем адсорбента [23].

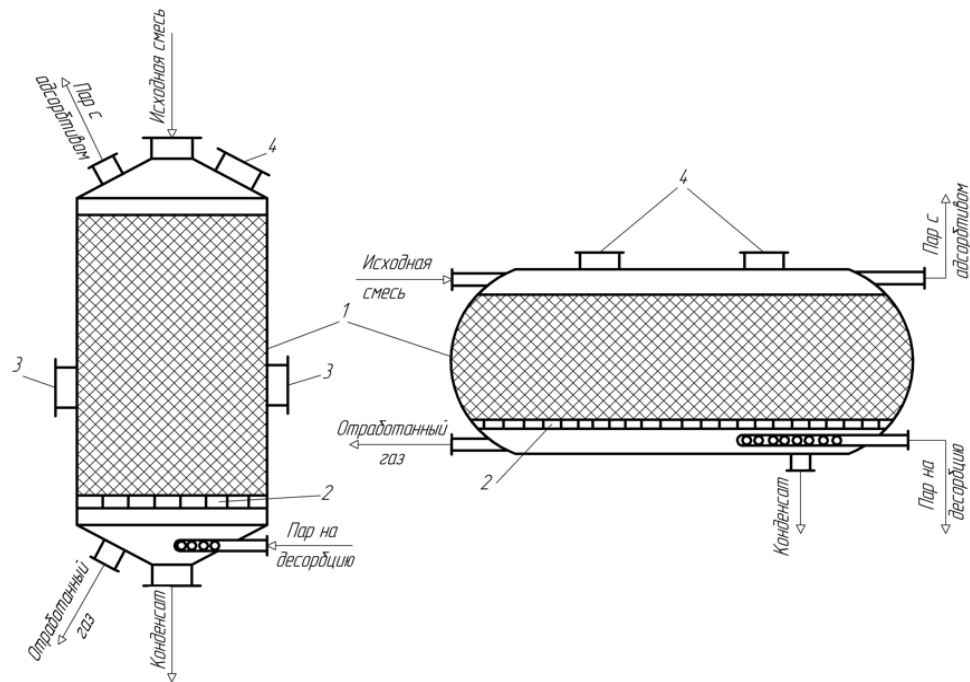


Рисунок 2 – Схемы адсорберов с неподвижным слоем адсорбента:
 а – вертикальный адсорбер; б – горизонтальный адсорбер; 1 – корпуса аппаратов;
 2 – опорно-распределительные решетки; 3 – люки для выгрузки адсорбента;
 4 – люки для загрузки адсорбента

Периодические процессы часто осуществляют в четыре стадии [22]:

Первая стадия – адсорбция. Этот начальный этап включает в себя активное поглощение адсорбентом компонентов из газовой смеси. Исходный газ подается через штуцер, проходит сквозь слой адсорбента, где и происходит очистка, а затем уже очищенный газ выходит через штуцер.

Вторая стадия – десорбция. На данном этапе осуществляется удаление ранее поглощенных адсорбентом компонентов. Поступление исходной газовой смеси прекращается, и в реактор вводится пар, который вытесняет поглощенные вещества. Полученная смесь паров удаляется, а конденсированный водяной пар собирается и отводится из системы.

Третья стадия – сушка адсорбента. Влажный адсорбент сушится горячим воздухом, поступающим в аппарат.

Четвертая стадия – охлаждение адсорбента. Завершающий этап включает прекращение подачи горячего воздуха и последующее охлаждение адсорбента холодным воздухом для подготовки к новому циклу адсорбции.

После завершения стадии охлаждения, адсорбционный процесс возобновляется со стадии адсорбции. Загрузку и выгрузку адсорбента производят периодически через специальные люки.

1.4.2 Адсорберы с движущимся слоем адсорбента

Схема адсорбера с движущимся сплошным слоем адсорбента для разделения газовых смесей представлена на рисунке 3 [23].

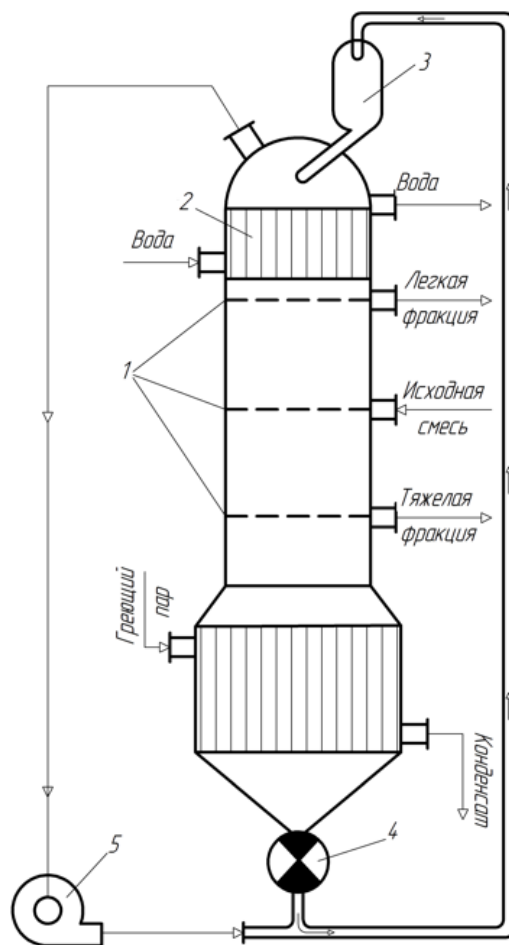


Рисунок 3 – Схема адсорбера с движущимся слоем адсорбента:

- I – зона адсорбции; II – зона ректификации; III – зона десорбции; 1 – распределительные тарелки; 2 – холодильник; 3 – бункер для подачи адсорбента; 4 – затвор регулятор; 5 – газодувка

Адсорберы с движущимся слоем адсорбента обеспечивают непрерывность

процесса, каждый этап осуществляется в отдельно выделенной части аппарата. Адсорбент циркулирует между частями аппарата с помощью системы пневмотранспорта. Такие адсорберы находят широкое применение в процессах извлечения этилена из его смесей с водородом и метаном, водорода из газовых смесей [21].

Устройство аппарата включает в себя зоны для адсорбции и ректификации, где осуществляется разделение компонентов входящей газовой смеси, а также десорбционную зону, предназначенную для восстановления свойств адсорбента. Эти зоны отделены друг от друга специальными распределительными решетками. В процессе работы аппарата адсорбент непрерывно перемещается по системе: он охлаждается в холодильном узле, после чего проходит через адсорбционную зону, где происходит поглощение более тяжелых компонентов, тем самым обогащая газ более легкими фракциями, которые затем извлекаются из этой зоны. В ректификационной зоне легкая фракция, ранее поглощенная адсорбентом, вытесняется из-за воздействия паров более тяжелых компонентов, выходящих из десорбционной зоны. Тяжелые фракции собираются на выходе из десорбционной зоны. После регенерации, горячий адсорбент пневмотранспортом, с помощью газодувки, направляется в бункер, откуда он возвращается в холодильник [23].

Аппарат демонстрирует ряд преимуществ, непрерывность работы и совмещение всех стадий процесса в одном аппарате, равномерное время пребывания частиц адсорбента в каждой секции. Однако, сложность конструкции и эксплуатации, а также повышенные требования к механической прочности частиц адсорбента выступают в качестве основных недостатков данного аппарата [24].

1.4.3 Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента

Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента позволяют также осуществлять непрерывный процесс адсорбции. В этом случае в качестве адсорбента используются мелкие гранулы (обычно не более 500 мкм). Конструктивно адсорбер может иметь один или несколько кипящих слоев, обеспечивающих контакт фаз в противотоке [21].

Схема адсорбера с движущимся сплошным слоем адсорбента для разделения газовых смесей представлена на рисунке 4 [23].

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						24
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

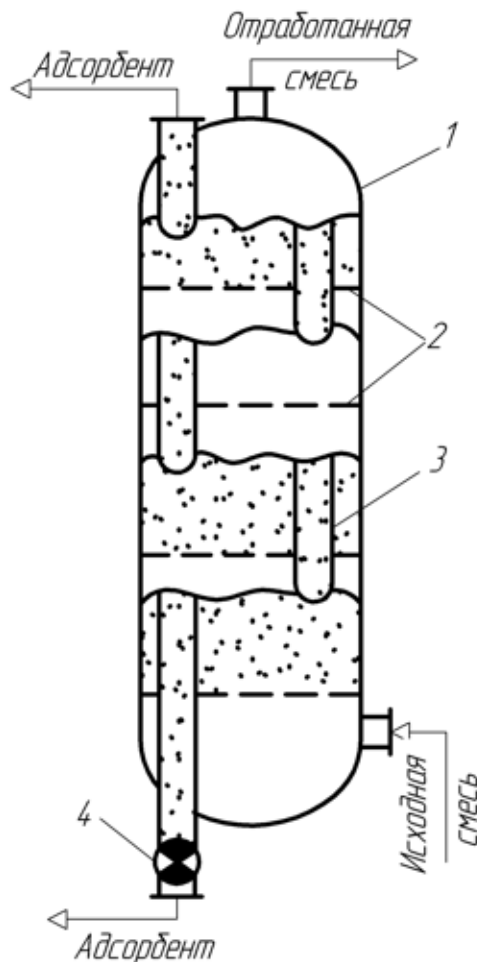


Рисунок 4 – Схема адсорбера с псевдоожиженным слоем адсорбента:

- 1 – корпус; 2 – распределительные решетки; 3 – переточная труба;
4 – затвор регулятор; 5 – газодувка

В адсорберах с псевдоожиженным слоем контакт между газовой фазой и порошкообразным адсорбентом происходит на специальных контактных элементах. В ходе этого процесса, адсорбент переводится в состояние псевдоожижения. Перемещение адсорбента осуществляется сверху вниз, через систему переточных устройств, обеспечивая его последовательный переход с одного уровня контакта на другой. Газ, в свою очередь, движется в противоположном направлении, создавая противоток. Использование мелкодисперсного адсорбента в таких системах позволяет интенсифицировать процесс массопередачи [25].

К недостаткам адсорберов с псевдоожиженным слоем можно отнести повышенное гидравлическое сопротивление, требования к устойчивости адсорбента к механическим нагрузкам и неоднородность времени контакта различных частиц

с газом. Однако, преимущества также значительны: непрерывность процесса, полная доступность поверхности адсорбента для массообмена и большие коэффициенты массопередачи [24].

1.5 Технологические схемы адсорбционной осушки газа

Конструкция установки адсорбционной осушки предполагает наличие, по меньшей мере, двух адсорбционных аппаратов. Принципиальная схема установки приведена на рисунке 5.

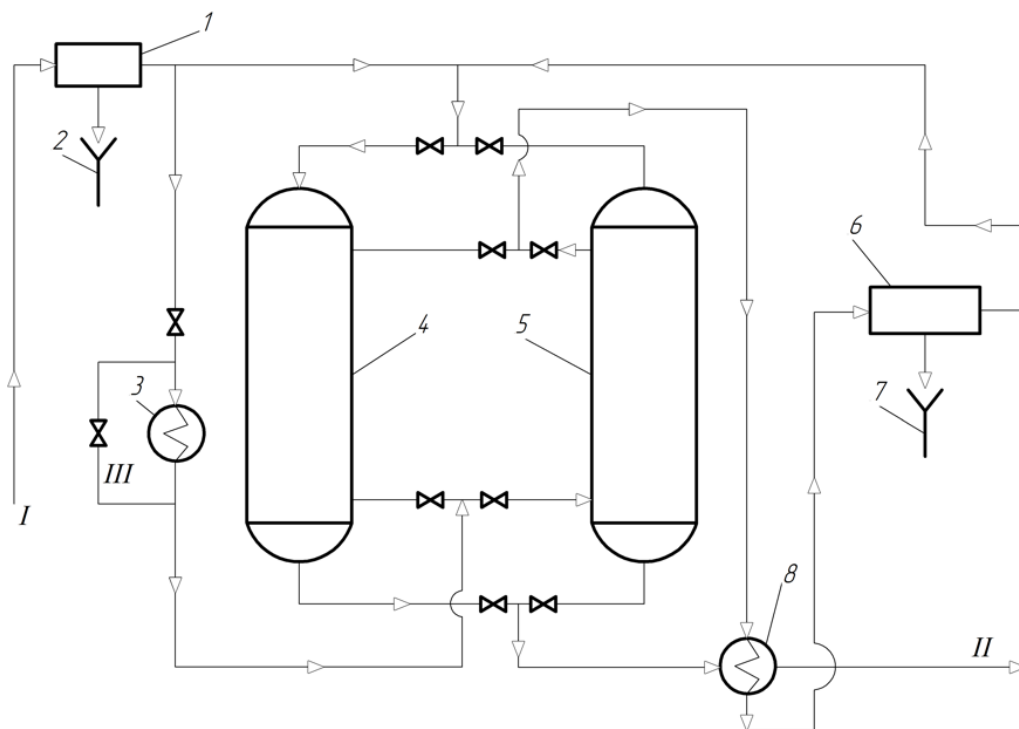


Рисунок 5 – Технологическая схема осушки газа твердыми поглотителями:

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

1 – каплеотбойник; 2, 7 – сбор стоков; 3 – трубчатый нагреватель;

4, 5 – адсорберы; 6 – сепаратор; 8 – теплообменник

Влажный газ, очищенный от капель жидкости в каплеуловителе, подается в верхнюю часть одного из адсорберов, где и проходит через слой адсорбента. В то же время, второй адсорбер находится в режиме регенерации или охлаждения. Осушенный газ направляется на последующие этапы переработки или вводится в систему газоснабжения. Параллельно, часть исходного газа, нагретая в трубчатом нагревателе, поступает в нижнюю часть другого адсорбера для восстановления рабочих свойств осушителя. Газ, использованный для регенерации, охлаждается в

теплообменнике, проходит через сепаратор для удаления конденсата и затем смешивается с основным потоком влажного газа, обеспечивая цикличность процесса.

Полный цикл работы одного аппарата включает четыре стадии [1]:

– адсорбция: Процесс проводится в температурном диапазоне 35 °С – 50 °С, давлении 8 – 12 МПа, и времени контакта газа с адсорбентом не менее 10 секунд (при скорости газа 0,15 – 0,30 м/с). Продолжительность этапа адсорбции определяется на основе адсорбционной емкости поглотителя, начальной и конечной влажности газа, а также объема загруженного адсорбента;

– нагрев адсорбента: После перехода установки из режима адсорбции в десорбцию начинается нагревание адсорбента горячим газом из трубчатого нагревателя со скоростью не более 60 °С в час. Время нагрева составляет примерно 60 % – 65 % от продолжительности адсорбции;

– десорбция: Этот этап включает вытеснение поглощенной воды из пор адсорбента и восстановление его адсорбционной активности. Десорбция начинается при достижении адсорбентом температуры 160 °С – 180 °С для силикагелей или 280 °С – 290 °С для цеолитов. Горячий газ во время нагрева и десорбции проходит через слой адсорбента в направлении, обратном направлению потока осушаемого газа во время адсорбции;

– охлаждение адсорбента: После завершения десорбции и переключения на режим адсорбции начинается охлаждение адсорбента исходным холодным газом. Длительность охлаждения занимает 35 % – 40 % от времени, необходимого для адсорбции.

В процессе адсорбционной осушки газа присутствие углеводородов, начиная с бутанов и выше, вносит определенные сложности. Эти компоненты могут адсорбироваться на выходном участке адсорбционного слоя и, во время десорбции воды при повышенных температурах, могут приводить к формированию коксовых отложений в порах адсорбента. Такое постепенное закоксовывание снижает адсорбционную емкость материала, что делает необходимым его периодическую регенерацию, то есть удаление коксовых отложений из пор адсорбента.

Самые крупные промышленные установки адсорбционной осушки газа экс-

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		27

платируются на установке комплексной подготовки газа (УКПГ) месторождения «Медвежье» и на Мессояхском месторождении.

Принципиальная схема адсорбционной установки осушки газа на месторождении «Медвежье» представлена на рисунке 6.

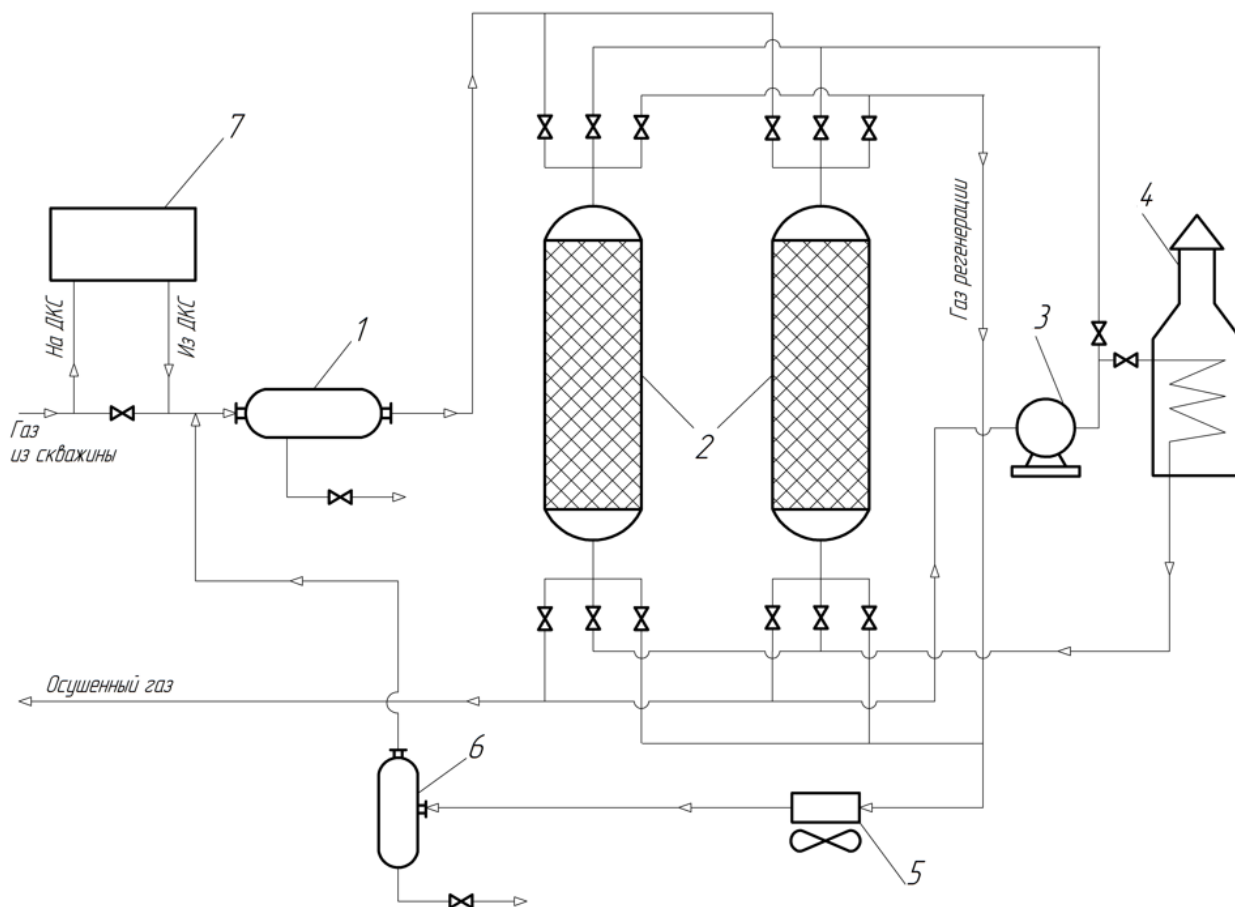


Рисунок 6 – Принципиальная технологическая схема адсорбционной установки осушки газа на месторождении «Медвежье» с регенерацией сухим газом:
1, 6 – сепараторы; 2 – адсорберы; 3 – компрессор; 4 – печь; 5 – аппарат воздушного охлаждения; 7 – дожимная компрессорная станция

Каждый адсорбционный модуль на УКПГ месторождения «Медвежье» включает в себя два адсорбера. Операционная мощность каждого модуля УКПГ достигает 8 млрд м³ газа в год, что эквивалентно 24 млн м³ газа в сутки. В структуре каждого УКПГ присутствуют четыре технологические линии, каждая из которых способна обрабатывать до 2 млрд м³ газа в год при рабочем давлении в 7,7 МПа [26].

В начальный период работы с новой загрузкой адсорбента, фаза осушки

длиться 36 часов, тогда как к концу эксплуатационного периода её продолжительность сокращается до 12 часов. Стадия регенерации адсорбента занимает 6 часов после новой загрузки и 4 часа в конце эксплуатации.

Для осушки газа на промышленных установках активно используется мелкопористый силикагель марки КСМ, который выделяется своей высокой адсорбционной способностью по сравнению с другими марками силикагеля. Однако, важно отметить, что при контакте с капельной влагой, присутствующей в газе, мелкопористый силикагель подвержен ускоренному измельчению. Для предотвращения этого эффекта, обычно предусматривается защитный слой из влагоустойчивого крупнопористого силикагеля и слой муллита, расположенный на входе газа в аппарат, что способствует сохранению целостности адсорбционного материала [13].

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						29
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Сырьем Амурского газоперерабатывающего завода является подготовленный углеводородный газ Якутского и Иркутского центров газодобычи, поступающий по магистральному газопроводу «Сила Сибири».

Газ Якутского центра газодобычи добывается на Чаяндинском нефтегазоконденсатном месторождении, площадью около 7 тысяч км² [27]. Газ Чаяндинского нефтегазоконденсатного месторождения относится к типу метановых (объемная концентрация: метан – 82 % – 86 %; этан – 4,0 % – 4,5 %; пропан – 1,4 % – 1,6 %; бутаны – 0,6 % – 0,7 %) с высоким содержанием азота и гелия (0,41 % – 0,60 %) и низким содержанием углекислого газа и водорода. Среднее содержание конденсата в пластовом газе варьируется в пределах 13,3 – 17,5 г/см³. Пластовый газ классифицируется как «полужирный», низкоуглекислый, азотный, гелиеносный, низкоконденсатный [28].

Запасы Чаяндинского месторождения по категории $C_1 + C_2$ составляют 1,24 трлн м³ природного газа, 68,4 млн т нефти и газового конденсата. Запасы гелия составляют 1400 млн м³ [27].

Газ Иркутского центра газодобычи добывается на Ковыктинском газоконденсатном месторождении, площадью около 7,5 тысяч км². Газ Ковыктинского газоконденсатного месторождения относится к типу метановых (объемная концентрация: метан – 90 % – 93 %; этан – 3,8 % – 4,2 %; пропан – 0,7 % – 0,9 %; бутаны – 0,16 % – 0,21 %) с высоким содержанием азота и гелия (0,25 % – 0,30 %) и низким содержанием углекислого газа и водорода [29].

Запасы Ковыктинского месторождения по категории $C_1 + C_2$ составляют 1,90 трлн м³ природного газа, 2,3 млрд м³ гелия и более 115 млн т жидкого газового

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Щербань А.А.</i>			<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				<i>У</i>	<i>30</i>	<i>77</i>
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

конденсата.

Газ перед поступлением на Амурский газоперерабатывающий завод должен удовлетворять требованиям СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным трубопроводам. Технические условия».

По физико-химическим показателям газ горючий природный должен соответствовать требованиям и нормам, указанным в таблице 2 [30].

Таблица 2 – Физико-химические показатели газа горючего природного, поставляемого и транспортируемого по магистральным газопроводам

Наименование показателя	Значение
Температура точки росы по воде при абсолютном давлении 3,92 МПа, °С, не выше:	
– зимний период	– 20,0
– летний период	– 14,0
Температура точки росы по углеводородам при абсолютном давлении от 2,5 до 7,5 МПа, °С, не выше:	
– зимний период	– 10,0
– летний период	– 5,0
Массовая концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0,007
Массовая концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,016
Массовая концентрация общей серы, г/м ³ , не более	0,030
Теплота сгорания низшая при стандартных условиях, МДж/м ³ (ккал/м ³), не менее	31,80 (7600)
Молярная доля кислорода, %, не более	0,020
Молярная масса диоксида углерода, %, не более	2,5
Массовая концентрация механических примесей, г/м ³ , не более	0,001

Готовой продукцией, выходящей с установки осушки сырьевого газа, является сухой сырьевой газ с точкой росы минус 120 °С, который в дальнейшем по-

стует на установку выделения этана и ШФЛУ.

2.2 Описание технологической схемы установки адсорбционной осушки природного газа

Схема блока адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ представлена на рисунке 7.

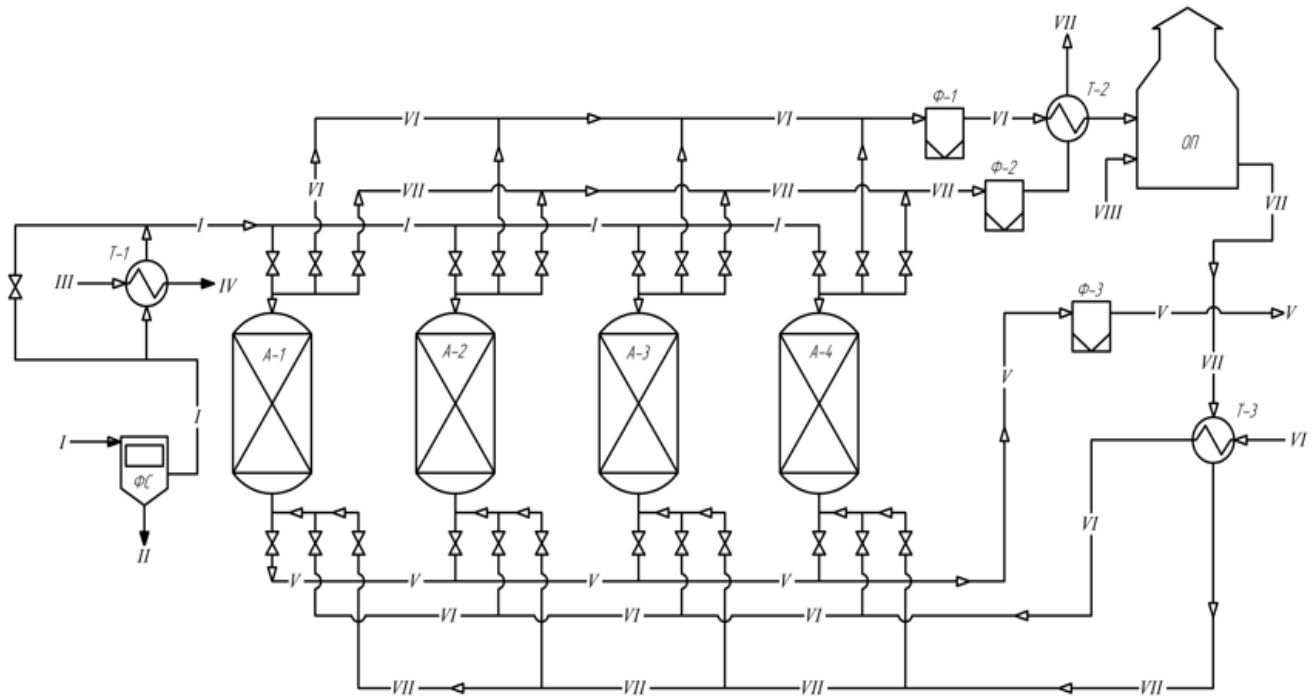


Рисунок 7 – Технологическая схема блока адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ:

ФС – фильтр-сепаратор; Т-1, Т-2, Т-3 – рекуперативные теплообменники; А-1, А-2, А-3, А-4 – адсорберы; Ф-1, Ф-2, Ф-3 – фильтры тонкой очистки; ОП – огневой подогреватель; I – влажный газ; II – водометанольная смесь; III – водяной пар; IV – конденсат; V – осушенный газ; VI – прямой газ регенерации; VII – обратный газ регенерации; VIII – топливный газ

Сырьевой газ с расходом 487500 кг/ч поступает на установку осушки газа от коллектора природного газа под давлением 7,2 МПа, с температурой от минус 5 °С до 25 °С.

Пройдя через узел замера, сырьевой газ поступает в фильтр-сепаратор ФС, в котором происходит очистка газа от механических примесей, представляющих

										Лист
										32
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	ВКР.781461.180301.ПЗ					

собой, в основном, продукты коррозии трубопроводов. Помимо этого, происходит очищение сырьевого газа от капельной фазы воды, метанола и жидких углеводородов.

После фильтра-сепаратора подготовленный сырьевой газ поступает в подогреватель сырьевого газа Т-1 (рекуперативный теплообменник), где нагревается до температуры не менее 15 °С паром низкого давления V. Подогреватель сырьевого газа эксплуатируется только в холодное время года.

После подогрева до заданной температуры сырьевой газ поступает в два адсорбера осушки сырьевого газа А-1 и А-2 через распределительное устройство и распределяется по всему сечению аппарата. Окончательное удаление воды и метанола происходит при последовательном прохождении сырьевого газа вертикально вниз через слой комбинированного адсорбента.

Комбинированный адсорбент представляет собой три слоя твердого поглотителя, и включает в себя активированный глинозем и два вида молекулярных сит с разными размерами пор.

Вода и метанол удаляются на молекулярных ситах путем физической адсорбции этих компонентов. Процесс адсорбции длится 12 часов. В процессе адсорбции слои адсорбента насыщаются водой и метанолом, после чего необходимо регенерировать адсорбент, удалив из него воду и метанол. Каждый слой адсорбента, в свою очередь, регенерируется в течение 6 часов и затем охлаждается в течение 6 часов, после чего переходит в режим адсорбции.

Осушенный в адсорберах газ V подается на фильтр осушенного газа Ф-1 для фильтрации от цеолитовой пыли, унесенной из адсорберов.

Осушенный и очищенный от ртути сырьевой газ V поступает на установку выделения этана и широкой фракции легких углеводородов, удаления азота и получения азотно-гелиевой смеси.

Водометанольная смесь, выделенная из сырьевого газа на установке, собирается в емкости для сбора углеводородного конденсата, откуда углеводородный конденсат подается на утилизацию в огневой нагреватель ОП газа регенерации или, как альтернатива, подмешивается в товарный газ.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		33

В нормальном режиме эксплуатации установки осушка газа осуществляется в двух из четырех адсорберов, подключенных параллельно и работающих в режиме адсорбции. Третий адсорбер в это время работает в режиме регенерации адсорбента, а четвертый – в режиме охлаждения.

Регенерация насыщенного водой и метанолом адсорбента в адсорбере производится обратным газом регенерации VII. Обратный газ регенерации подогревается до температуры 280 °С в змеевиках огневого подогревателя ОП, проходит через рекуперативный подогреватель газа охлаждения Т-3 и поступает в нижнюю часть адсорбера А-4, включенного в режим регенерации. Обратный газ регенерации поступает в адсорбер снизу-вверх с температурой 280 °С. Продолжительность режима регенерации составляет 6 часов, до достижения температуры цеолита порядка 230 °С.

Обратный газ регенерации, выходящий из верхней части адсорберов, насыщенный метанолом и водой, поступает в фильтр Ф-2 газа регенерации для очистки от цеолитовой пыли и выводится с установки.

Охлаждение адсорбента после горячей регенерации производится прямым газом регенерации VI (он же газ охлаждения), который поступает на установку с дожимной компрессорной станции метановой фракции.

Прямой газ регенерации VI поступает на установку в рекуперативный подогреватель газа регенерации Т-3. В рекуперативном подогревателе газа охлаждения нагревается до 230 °С (начальная температура режима охлаждения) за счет обмена теплом с обратным газом регенерации, подаваемым на регенерацию адсорбента после огневого подогревателя, и далее поступает в охлаждаемый адсорбер А-3. В адсорбер, включенный в режим охлаждения, подается газ с начальной температурой 230 °С, затем температура газа постепенно снижается до температуры около 45 °С – 65 °С.

После охлаждения адсорбента, охлаждающий газ поступает в фильтр Ф-2 газа регенерации для очистки от цеолитовой пыли, после чего поочередно нагревается в теплообменнике Т-2 и огневом подогревателе ОП и становится обратным газом регенерации.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						34
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

2.3 Основное оборудование установки адсорбционной осушки природного газа

Основным оборудованием установки являются четыре адсорбера осушки сырьевого газа, схема которых представлена на рисунке 8.

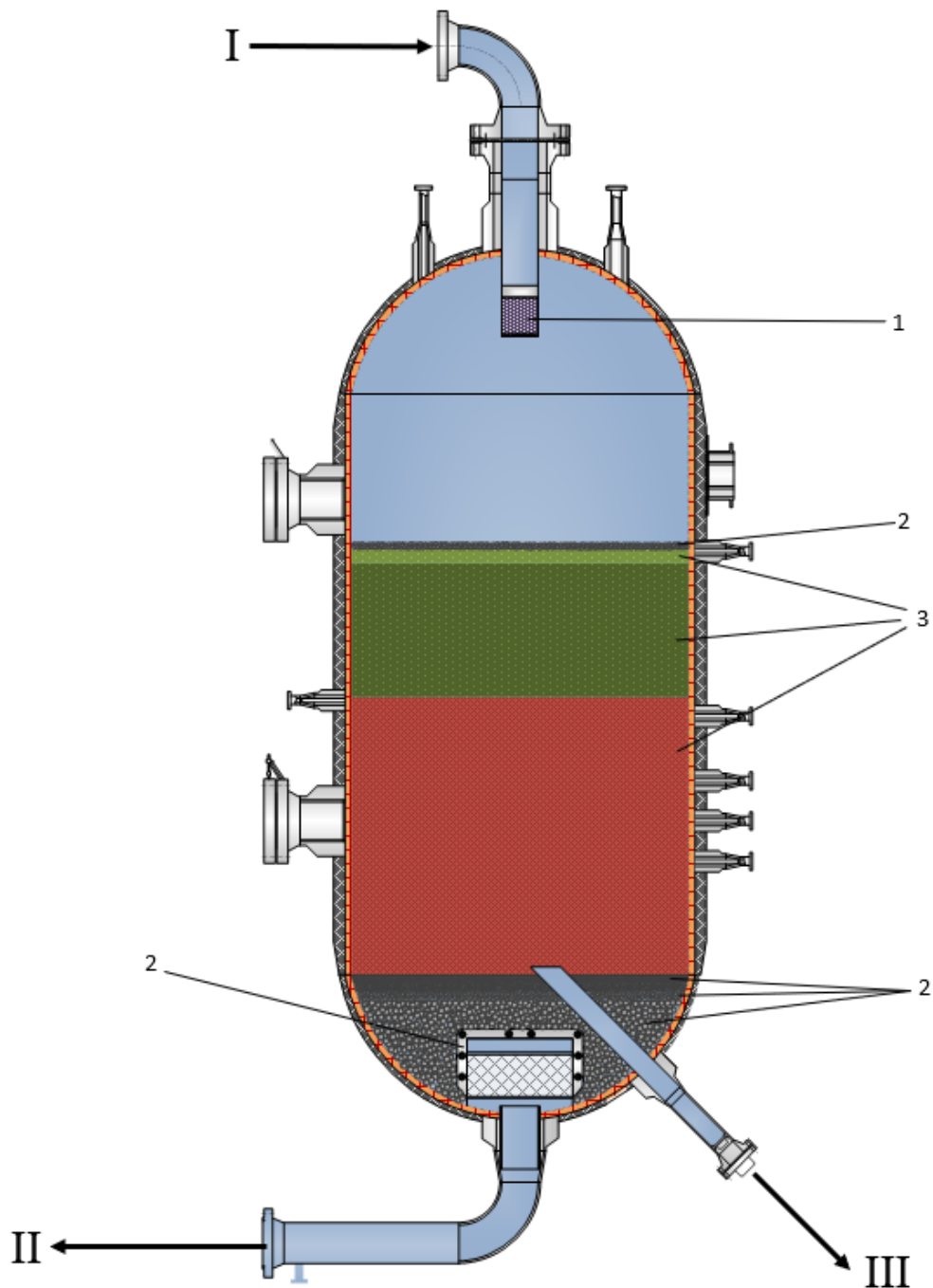


Рисунок 8 – Адсорбер осушки сырьевого природного газа:
I – влажный сырьевой газ; II – осушенный сырьевой газ; III – выгрузка адсорбента и керамических шаров; 1 – распределительное устройство; 2 – керамические шары различного диаметра; 3 – слои адсорбента

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

ВКР.781461.180301.ПЗ

Лист

35

Адсорбер представляет собой вертикальный сосуд, состоящий из цилиндрического корпуса и двух полусферических днищ. Адсорбер обеспечен люками-лазами для возможности проведения внутренних работ (ремонт, внутренний осмотр, загрузки и выгрузки керамических шаров и адсорбентов), патрубком для выгрузки адсорбентов. Внутри адсорбер покрыт футеровкой для защиты внутренних поверхностей стен адсорбера от коррозии.

Внутри адсорбера на входе сырьевого газа установлено распределительное устройство для равномерного распределения движения потока газа через слои адсорбентов, то есть достижения одинаковой скорости движения газа через слои адсорбентов, а значит равномерного насыщения влагой адсорбента и исключения проскока влаги через адсорбер.

На выходе осушенного газа установлена корзина, служащая для исключения просыпания керамических шаров далее по тракту. Размер ячеек в корзине чуть меньше диаметра нижнего слоя керамических шаров.

В нижней части адсорбера уложены керамические шары, затем опорная конструкция и сетка. Такая последовательность соблюдена для исключения просыпания адсорбента в случае повреждения сетки, на которой уложен адсорбент.

На сетке уложены адсорбенты последовательно снизу-вверх – две марки молекулярных сит, а также активированный глинозем. Адсорбенты предназначены для удаления из потока сырьевого природного газа воды и метанола. На верхнем слое адсорбента уложена разделительная сетка, на которую уложен защитный слой керамических шаров.

2.4 Материальный баланс блока осушки природного газа

Составим материальный баланс установки адсорбционной осушки сырьевого природного газа.

Расчет материального баланса проводится по методике, представленной в [31].

Состав природного газа, поступающего на установку представлен в таблице 3.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						36
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

Таблица 3 – Состав сырьевого природного газа

Компонент	Молекулярная масса	Объемная доля φ_i	Массовый расход Q_m	$\varphi_i \cdot M_i$
Метан	16,0000	0,8500	361125,0000	13,6000
Этан	30,0000	0,0450	40133,0000	1,3500
Пропан	44,0000	0,0150	19597,5000	0,6600
н-Бутан	58,0000	0,0035	5915,0000	0,2030
и-Бутан	58,0000	0,0023	3887,0000	0,1334
н-Пентан	72,0000	0,0004	170,8000	0,0288
и-Пентан	72,0000	0,0007	286,5900	0,0504
Гексан	86,0000	0,0004	169,3380	0,0344
Азот	28,0000	0,0600	45240,4500	1,6800
Диоксид углерода	44,0000	0,0010	1287,0420	0,0440
Водород	1,0000	0,0007	36,4300	0,0007
Гелий	4,0000	0,0040	520,7860	0,0160
Метанол	32,0000	0,0150	7814,0640	0,4800
Вода	18,0000	0,0020	1317,0000	0,0360
Итого		1	487500,0000	18,3167

Необходимо осушить газ до содержания воды 0,1 ppm. Количество влаги, которое требуется удалить из газа найдем по формуле:

$$0,00001 = \frac{1317,0000 - x}{487500,0000 - x} \cdot 100, \quad (4)$$

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

0,00001 – содержание влаги в осушенном газе, %.

$$x = 1316,9014 \text{ кг/ч}$$

Также, в процессе адсорбции из газа поглощается метанол до содержания его в осушенном газе 10 ppm. Количество метанола, которое необходимо удалить из газа найдем по формуле:

$$0,001 = \frac{7814,0640 - y}{487500,0000 - y} \cdot 100, \quad (5)$$

где y – количество метанола, которое требуется удалить, кг/ч;

0,001 – содержание метанола в осушенном газе, %.

$$y = 7809,2671 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, количество воды и метанола, которое необходимо удалить из газа, составляет 1316,9014 кг/ч и 7809,2671 кг/ч, соответственно.

Состав осушенного газа представлен в таблице 4.

Таблица 4 – Состав осушенного газа

Компонент	Молекулярная масса	Объемная доля φ_i	Массовый расход Q_m	$\varphi_i \cdot M_i$
Метан	16,0000	0,8587	361125,0000	13,7392
Этан	30,0000	0,0502	40133,0000	1,5060
Пропан	44,0000	0,0181	19597,5000	0,7964
н-Бутан	58,0000	0,0035	5915,0000	0,2030
и-Бутан	58,0000	0,0023	3887,0000	0,1334
н-Пентан	72,0000	0,0004	170,8000	0,0288
и-Пентан	72,0000	0,0007	286,5900	0,0504
Гексан	86,0000	0,0004	169,3380	0,0344
Азот	28,0000	0,0600	45240,4500	1,6800
Диоксид углерода	44,0000	0,0010	1287,0420	0,0440
Водород	1,0000	0,0007	36,4300	0,0007
Гелий	4,0000	0,0040	520,7860	0,0160
Метанол	32,0000	0,0000	4,7969	0,4800
Вода	18,0000	0,0000	0,0986	0,0360
Итого		1	478373,8000	18,3167

На основе полученных данных составим материальный баланс. Материальный баланс представлен в таблице 5.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						38
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Таблица 5 – Материальный баланс

Приход			Расход		
Сырье	% об.	кг/час	Продукт	% об.	кг/час
Сырьевой природный газ	100,0000	487500,0000	Осушенный газ	98,1280	478373,8000
			Вода	0,2701	1316,9014
			Метанол	1,6019	7809,2671
Итого	100,0000	487500,0000	Итого	100,0000	487500,0000

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

$$m_{в} = G_{вл} \cdot t_{ц}, \quad (6)$$

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

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

$$m_{в} = 1316,9014 \cdot 12 = 15802,8168 \text{ кг}$$

Объемный расход газа при рабочих условиях рассчитывается по формуле:

$$Q_{v1} = \frac{P_0 \cdot Q_v \cdot z \cdot T_1}{P_1 \cdot T_0}, \quad (7)$$

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

z – коэффициент сжимаемости;

P_0 – давление при нормальных условиях, МПа;

P_1 – давление при рабочих условиях, МПа;

T_0 – температура при нормальных условиях, К;

T_1 – температура при рабочих условиях, К.

Коэффициент сжимаемости определяется по графику Брауна.

$$z = 0,82$$

$$Q_{v1} = \frac{0,1 \cdot 650000,00 \cdot 0,82 \cdot 288}{7,2 \cdot 273} = 7809,5238 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2.5 Расчет основного оборудования блока осушки

2.5.1 Расчет адсорбционной колонны

Произведем расчет одного адсорбера, расчеты следующих аппаратов аналогичны расчету первого.

Технологический расчет основного оборудования проводится по методике, изложенной в [2]:

1. Определим массу природного газа по формуле:

$$m_r = \rho \cdot Q_{v1}, \quad (8)$$

где ρ – плотность природного газа, кг/м³;

Q_{v1} – объемный расход газа, который требуется осушить за один цикл, м³/ч.

$$m_r = 0,75 \cdot 7809,5238 = 5857,1 \text{ кг/ч}$$

2. Определим массу цеолита по формуле:

$$m_{ц} = \frac{m_r}{0,24}, \quad (9)$$

где 0,24 – влагоемкость цеолита.

$$m_{ц} = \frac{5857,10}{0,24} = 24404,60 \text{ кг}$$

3. Рассчитаем объем цеолита:

$$V_{ц} = \frac{m_{ц}}{\rho}, \quad (10)$$

где ρ – насыпная плотность цеолита, кг/м³.

$$V_{ц} = \frac{24404,60}{700} = 34,90 \text{ м}^3$$

4. Рассчитываем объем адсорбера, учитывая, что объем цеолита составляет 65 % от всего объема аппарата:

$$V_a = \frac{V_{ц}}{0,65} \quad (11)$$

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						40
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$V_a = \frac{34,90}{0,65} = 53,7 \text{ м}^3$$

5. Диаметр адсорбера определяется по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{v1}}{\pi \cdot \omega_0}}, \quad (12)$$

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

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 7809,5238}{3,14 \cdot 800}} = 3,5 \text{ м}$$

6. Находим площадь адсорбера:

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

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

7. Найдем высоту адсорбера по формуле:

$$H = \frac{4 \cdot V_a}{\pi \cdot D^2} \quad (14)$$

$$H = \frac{4 \cdot 53,7}{\pi \cdot 3,5^2} = 5,58 \text{ м}$$

2.5.1.1 Расчет цикла регенерации адсорбента

Произведем расчет цикла регенерации и охлаждения адсорбента. Цикл регенерации адсорбента можно разделить на три периода: А, В, С (рисунок 9).

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						41
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

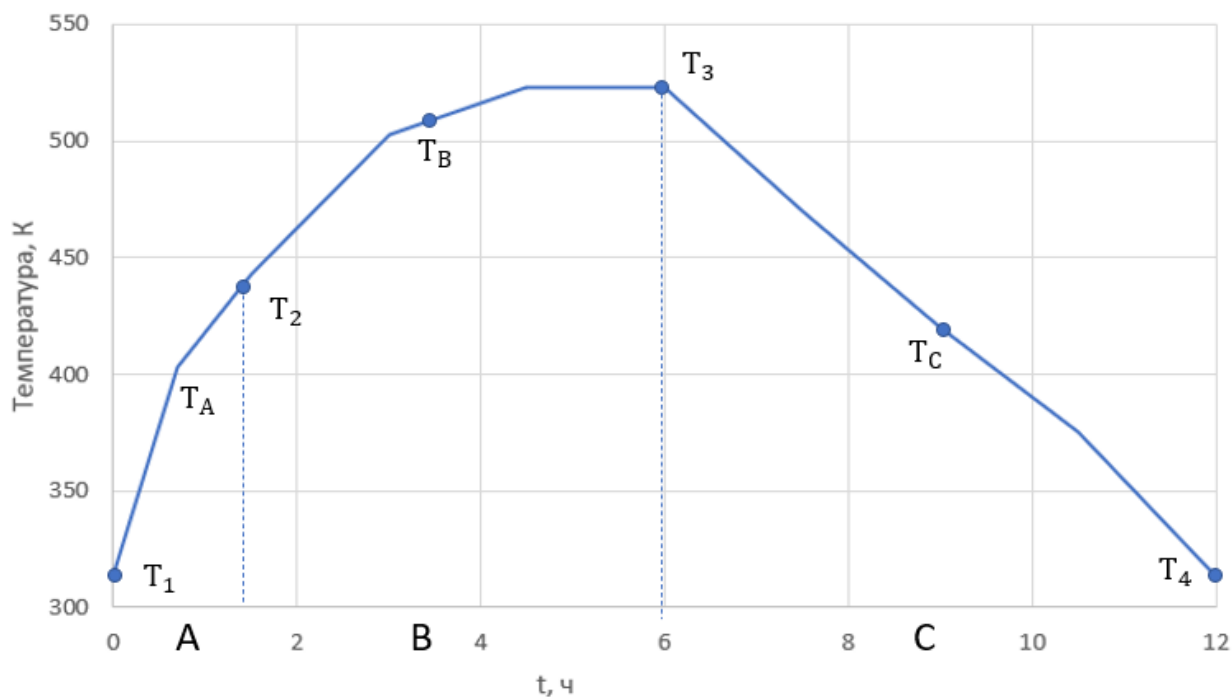


Рисунок 9 – Температурный режим адсорбера при регенерации и охлаждении адсорбента

Продолжительность каждого периода зависит от температуры газа регенерации после печи и расхода газа. Температура T_1 – это температура адсорбера до начала регенерации. Температура T_2 – это температура начала регенерации. Температура T_3 является максимальной и равна 523 К. T_4 – это температура адсорбера после стадии охлаждения. Для расчетов расхода тепла на каждом участке используем усредненные температуры T_A, T_B, T_C . Температуры T_2, T_3, T_4 – являются конечными температурами для участков А, В, С.

Исходные данные:

Масса адсорбированной влаги за цикл $m_B = 15802,82$ кг

Масса адсорбированных углеводородов $m_{уг} = 1580,28$ кг

$T_1 = 313$ К

$T_2 = 443$ К

$T_3 = 523$ К

$T_4 = 313$ К

$T_A = 412$ К

$$T_B = 514 \text{ K}$$

$$T_C = 420 \text{ K}$$

1. Рассчитаем массу адсорбера:

$$m_a = m_{об} + 2 \cdot m_{дн}, \quad (15)$$

где $m_{об}$ – масса обечайки, кг;

$m_{дн}$ – масса днища, кг.

$$m_{об} = 0,785 \cdot (d_H^2 - d_2) \cdot H \cdot \rho_m, \quad (16)$$

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

$$d_H = d + 0,025 \cdot 2 = 3,5 + 0,025 \cdot 2 = 3,55 \text{ м}$$

$$m_{об} = 0,785 \cdot (3,55^2 - 3,50^2) \cdot 5,58 \cdot 7856 = 12130,1 \text{ кг}$$

2. Рассчитаем массу днища:

$$2m_{дн} = \frac{\pi}{6} \cdot (d_H^3 - d^3) \cdot \rho_m \quad (17)$$

$$2m_{дн} = \frac{\pi}{6} \cdot (3,55^3 - 3,50^3) \cdot 7856 = 8108,0 \text{ кг}$$

$$m_a = 12130,1 + 8108,0 = 20238,1 \text{ кг}$$

3. Рассчитаем массу адсорбента:

$$m_{ад} = 0,785 \cdot d^2 \cdot H \cdot \rho_{ад} \quad (18)$$

$$m_{ад} = 0,785 \cdot 3,5^2 \cdot 5,58 \cdot 700 = 37561 \text{ кг}$$

4. Рассчитаем расход тепла за начальный период регенерации, когда из адсорбента извлекаются почти все углеводороды. Расход тепла за период А:

$$Q_A = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 \quad (19)$$

$$Q_1 = m_{ад} \cdot C_{ад} \cdot (T_2 - T_1), \quad (20)$$

где $m_{ад}$ – масса адсорбера, кг;

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

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						43
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

T_2 – температура начала регенерации, °С;

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

$$Q_1 = 37561 \cdot 0,837 \cdot (443 - 313) = 4087912 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a \cdot (T_2 - T_1), \quad (21)$$

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

$$Q_2 = 20238,1 \cdot 0,46 \cdot (443 - 313) = 1210238 \text{ кДж}$$

$$Q_3 = m_{уг} \cdot C_{уг} \cdot (T_2 - T_1), \quad (22)$$

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

$$Q_3 = 1580,28 \cdot 2,51 \cdot (443 - 313) = 515645 \text{ кДж}$$

$$Q_4 = m_{уг} \cdot q_{дес}, \quad (23)$$

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

$$Q_4 = 1580,28 \cdot 465,1 = 734988 \text{ кДж}$$

$$Q_5 = m_b \cdot C_b \cdot (T_2 - T_1), \quad (24)$$

где C_b – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг · К).

$$Q_5 = 15802,82 \cdot 4,181 \cdot (443 - 313) = 8589307 \text{ кДж}$$

$$Q_A = 15138090 \text{ кДж}$$

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

$$Q_B = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \quad (25)$$

$$Q_1 = m_{ад} \cdot C_{ад} \cdot (T_3 - T_2) \quad (26)$$

$$Q_1 = 37561 \cdot 0,837 \cdot (523 - 443) = 2515084 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a \cdot (T_3 - T_2) \quad (27)$$

$$Q_2 = 20238,1 \cdot 0,46 \cdot (523 - 443) = 744762 \text{ кДж}$$

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						44
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$Q_3 = 15802,82 \cdot 4,181 \cdot (523 - 443) = 515645 \text{ кДж}$$

$$Q_4 = m_B \cdot q_B, \quad (28)$$

где q_B – удельная теплота десорбции воды, кДж/кг.

$$Q_4 = 15802,82 \cdot 3256 = 51453981 \text{ кДж}$$

$$Q_B = 55229472 \text{ кДж}$$

6. Рассчитаем расход тепла за период охлаждения от температуры T_3 до T_4 (участок С):

$$Q_C = Q_1 + Q_2 \quad (29)$$

$$Q_1 = m_{ад} \cdot C_{ад} \cdot (T_3 - T_4) \quad (30)$$

$$Q_1 = 37561 \cdot 0,837 \cdot (523 - 313) = 6602097 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = m_a \cdot C_a \cdot (T_3 - T_4) \quad (31)$$

$$Q_2 = 20238,1 \cdot 0,46 \cdot (523 - 313) = 1955000 \text{ кДж}$$

$$Q_C = 8557097 \text{ кДж}$$

7. Количество тепла которое необходимо подать в адсорбер, составит:

$$G_p \cdot c_p \cdot (T - T_A) \cdot \tau_A \quad (32)$$

$$G_p \cdot c_p \cdot (T - T_B) \cdot \tau_B \quad (33)$$

$$G_p \cdot c_p \cdot (T_C - T_1) \cdot \tau_C \quad (34)$$

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

G_p – расход регенерационного газа, кг/ч;

τ_A, τ_B, τ_C – продолжительность циклов А, В, С.

На основании полученных данных решаем следующую систему уравнений:

$$G_p \cdot 2,35 \cdot (553 - 412) \cdot \tau_A = 15138090$$

$$G_p \cdot 2,45 \cdot (553 - 514) \cdot \tau_B = 55229472$$

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						45
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$G_p \cdot 2,05 \cdot (420 - 313) \cdot \tau_C = 8557097$$

$$G_p \cdot \tau_A = 45686,1$$

$$G_p \cdot \tau_B = 578016,5$$

$$G_p \cdot \tau_C = 32358,1$$

$$\tau_A + \tau_B + \tau_C = 12$$

$$G_p \cdot (\tau_A + \tau_B + \tau_C) = G_p \cdot 12 = 45686,1 + 578016,5 + 32358,1 = 656060,7 \text{ кг}$$

$$G_p = \frac{656060,7}{12} = 54672 \text{ кг/ч}$$

8. Рассчитываем время периода десорбции воды:

$$\tau_B = 10,5 \text{ ч}$$

9. Рассчитываем расход газа регенерации

Влагосодержание газа при 514 К и 313 К: $W_{tB} = 72,3 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$;
 $W_{t1} = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$.

Рассчитаем расход регенерационного газа G_p :

$$G_p = \frac{15802,82}{(72,3 \cdot 10^{-3} - 1,5 \cdot 10^{-3}) \cdot 10,5} = 21257,5 \text{ кг/ч}$$

2.5.2 Расчет трубчатой печи

Расчет трубчатой печи производится по методике [32].

Исходные данные для расчета представлены в таблице 6.

Таблица 6 – Исходные данные для расчета

Показатель	Значение
Производительность печи, кг/с	15,4
Температура сырья на входе, °С	100
Температура сырья на выходе, °С	280
Средняя молекулярная масса топлива	18,1824
Плотность топливного газа при нормальных условиях, кг/м ³	0,81

2.5.2.1 Расчет процесса горения топлива

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

$$Q_H^P = \sum_{i=1}^n y_i Q_i^P, \quad (35)$$

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

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

$$Q_H^P = 0,876 \cdot 35840 + 0,045 \cdot 63800 + 0,0150 \cdot 91320 + 0,0033 \cdot 113500 + 0,00007 \cdot 10800 = 36018,75 \text{ кДж/м}^3$$

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

$$\overline{Q_H^P} = \frac{Q_H^P}{\rho_T}, \quad (36)$$

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

$$\overline{Q_H^P} = \frac{36018,75}{0,81} = 44467,60 \text{ кДж/кг}$$

Элементарный состав газообразного топлива может быть вычислен из следующих уравнений:

$$C = \frac{12}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{C_i} \cdot y_i \quad (37)$$

$$H = \frac{1}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{H_i} \cdot y_i \quad (38)$$

$$N = \frac{14}{M_T} \sum_{i=1}^n n_{N_i} \cdot y_i \quad (39)$$

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

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

y_i – содержание соответствующих компонентов газообразного топлива в % мол.

$$C = \frac{12}{18,1824} \cdot (1 \cdot 87,6 + 2 \cdot 4,5 + 3 \cdot 1,5 + 4 \cdot 0,33) = 69,15 \text{ мас. \%}$$

$$H = \frac{1}{18,1824} \cdot (4 \cdot 87,6 + 6 \cdot 4,5 + 8 \cdot 1,5 + 10 \cdot 0,33 + 2 \cdot 0,0007) = 21,61 \text{ мас. \%}$$

$$N = \frac{14}{18,1824} \cdot (2 \cdot 6) = 9,24 \text{ мас. \%}$$

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

$$L_0 = 0,115 \cdot C + 0,345 \cdot H + 0,043 \cdot (S - O) \quad (40)$$

$$L_0 = 0,115 \cdot 69,15 + 0,345 \cdot 21,61 + 0,043 \cdot 0 = 15,41 \text{ кг/кг}$$

Фактическое количество воздуха, необходимое для сгорания:

$$L = \alpha \cdot L_0, \quad (41)$$

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

$$L = 1,15 \cdot 15,41 = 17,72 \text{ кг/кг}$$

5. Объемный расход воздуха при нормальных условиях:

$$V = \frac{L}{\rho_0} \quad (42)$$

где ρ_0 – плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м³.

$$V = \frac{17,72}{1,293} = 13,70 \text{ м}^3/\text{кг}$$

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

$$m_{CO_2} = 0,03667 \cdot C \quad (43)$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H + 0,01 \cdot W \quad (44)$$

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						48
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$m_{O_2} = 0,232 \cdot L_0 \cdot (\alpha - 1) \quad (45)$$

$$m_{N_2} = 0,768 \cdot \alpha \cdot L_0 + 0,01 \cdot N_2 \quad (46)$$

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

$$m_{CO_2} = 0,03667 \cdot 69,15 = 2,536 \text{ кг/кг}$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot 21,61 + 0,01 \cdot 0 = 1,945 \text{ кг/кг}$$

$$m_{O_2} = 0,232 \cdot 15,41 \cdot (1,15 - 1) = 0,536 \text{ кг/кг}$$

$$m_{N_2} = 0,768 \cdot 1,15 \cdot 15,41 + 0,01 \cdot 9,24 = 13,703 \text{ кг/кг}$$

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

$$G_{\text{ПС}} = m_{CO_2} + m_{H_2O} + m_{O_2} + m_{N_2} \quad (47)$$

$$G_{\text{ПС}} = 2,536 + 1,945 + 0,536 + 13,703 = 18,720 \text{ кг/кг}$$

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

$$\sum V_{\text{ПС}} = \frac{22,4 \cdot m_i}{M_i}, \quad (48)$$

где m_i – масса компонента, кг;

M_i – молярная масса компонента, г/моль.

$$V_{CO_2} = \frac{22,4 \cdot 2,536}{44} = 1,291 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{H_2O} = \frac{22,4 \cdot 1,945}{18} = 2,420 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{O_2} = \frac{22,4 \cdot 0,536}{32} = 0,375 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{N_2} = \frac{22,4 \cdot 13,703}{28} = 10,962 \text{ м}^3/\text{кг}$$

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						49
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$V_{\text{ПС}} = 1,291 + 2,420 + 0,375 + 10,962 = 15,048 \text{ м}^3/\text{кг}$$

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

$$\rho_{\text{ПС}} = \frac{G_{\text{ПС}}}{V_{\text{ПС}}} \quad (49)$$

$$\rho_{\text{ПС}} = \frac{18,720}{15,048} = 1,244 \text{ кг/м}^3$$

2.5.2.2 Определение тепловой нагрузки и КПД печи, часового расхода топлива

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

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

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

$$q_{\text{ВЫХ}}^{\text{п}} = [(50,2 + 0,109 \cdot 280 + 0,00014 \cdot 280^2) \cdot (3,992 - 0,9952 \cdot 0,62) - 73,4] \cdot 4,1868 = 988,385 \text{ кДж/кг}$$

2. Полезную тепловую нагрузку рассчитываем по формуле:

$$Q_{\text{полезн}} = G_c \cdot [e \cdot q_{\text{ВЫХ}}^{\text{п}} + (1 - e) \cdot q_{\text{ВЫХ}}^{\text{ж}} - q_{\text{ВХ}}^{\text{ж}}], \quad (51)$$

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

e – доля отгона сырья на выходе из печи;

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

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

Так как температура кипения компонентов газовой смеси ниже температуры в печи, можем сделать вывод, что жидкая фаза в печи будет отсутствовать. Следовательно, долю отгона примем равной 1. Преобразуем формулу:

$$Q_{\text{полезн}} = G_c \cdot q_{\text{ВЫХ}}^{\text{п}} \quad (52)$$

$$Q_{\text{полезн}} = 15,4 \cdot 988,4 = 15221 \text{ кВт}$$

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						50
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

3. Принимаем температуру дымовых газов на 100 °С выше температуры сырья на входе в печь:

$$t_{yx} = 200 \text{ °С}$$

При температуре t_{yx} определяем теплоемкости компонентов дымовых газов $C_{P_{CO_2}}, C_{P_{H_2O}}, C_{P_{O_2}}, C_{P_{N_2}}$.

4. Энтальпия уходящих из печи дымовых газов:

$$I_{yx} = (m_{CO_2} \cdot C_{P_{CO_2}} + m_{H_2O} \cdot C_{P_{H_2O}} + m_{O_2} \cdot C_{P_{O_2}} + m_{N_2} \cdot C_{P_{N_2}}) \cdot t_{yx} \quad (53)$$

$$I_{yx} = (2,536 \cdot 0,9102 + 1,945 \cdot 1,894 + 0,536 \cdot 0,9353 + 13,703 \cdot 1,051) \cdot 200 = 4179 \text{ кДж/кг}$$

5. Потери тепла с уходящими из печи дымовыми газами:

$$q_{yx} = \frac{I_{yx}}{Q_H^P} \quad (54)$$

$$q_{yx} = \frac{4179}{44467,60} = 0,09$$

Принимаем потери в окружающую среду равными $q_{yx} = 0,09$

6. Коэффициент полезного действия печи:

$$\eta = 1 - q_{yx} - q_{пот} \quad (55)$$

$$\eta = 1 - 0,09 - 0,09 = 0,82 = 82 \%$$

7. Полная тепловая нагрузка печи рассчитывается по формуле:

$$Q_t = \frac{Q_{\text{полезн}}}{\eta} \quad (56)$$

$$Q_t = \frac{15221}{0,82} = 18562,2 \text{ кВт}$$

6. Определяем часовой расход топлива:

$$B = \frac{Q_t}{Q_H^P} \quad (57)$$

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
						51
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$B = \frac{18562,2}{44467,60} = 0,42 \text{ кг/с} = 1512 \text{ кг/ч}$$

2.5.2.3 Выбор трубчатой печи

Так как в качестве топлива используется газ и полная тепловая нагрузка печи равна 16,6 МВт, примем к расчетам печь типа З. Печи типа З узкокамерные радиантно-конвекционные с двумя камерами радиации, с зональной регулировкой величины теплоотдачи и с верхним отводом дымовых газов [32].

Характеристика выбранной печи ЗР₁₂²⁸⁰ представлена в таблице 7.

Таблица 7 – Характеристика печи ЗР₁₂²⁸⁰

Показатель	Значение
Поверхность нагрева, м ²	280
Рабочая длина, м	12
Теплопроизводительность, МВт	23,28
Габаритные размеры, м:	
Длина	18,7
Ширина	6,55
Высота	14,37
Масса, т:	
Металла печи	69
Футеровки	76

2.5.3 Расчет теплообменного аппарата

Рассчитаем кожухотрубчатый теплообменник Т–2. Расчет остальных теплообменников аналогичен.

В трубном пространстве теплообменника охлаждается поток обратного газа регенерации от температуры 220 °С до 130 °С. В межтрубном пространстве нагревается поток прямого газа регенерации от температуры 50 °С до 100 °С.

В таблице 8 представлена характеристика газового потока, поступающего на охлаждение.

Таблица 8 – Характеристика газового потока

Показатель	Значение
Температура на входе, °С	220
Температура на выходе, °С	130
Объемный расход газа при нормальных условиях, м ³ /ч	41550
Давление газа, МПа	5
Плотность газа, кг/м ³	0,75

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

$$t_{\text{ср.г}} = \frac{t_{\text{о.г(вх)}} + t_{\text{о.г(вых)}}}{2}, \quad (58)$$

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

$t_{\text{о.г(вых)}}$ – конечная температура газа.

$$t_{\text{ср.г}} = \frac{50 + 100}{2} = 75 \text{ °С}$$

2. Определяем тепловую нагрузку теплообменника:

$$Q = G_{\text{г}} \cdot C_{\text{г}} \cdot (t_{\text{о.г(вых)}} - t_{\text{о.г(вх)}}) \cdot X, \quad (59)$$

где $G_{\text{г}}$ – массовый расход газа, кг/с;

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

$$Q = 8,65 \cdot 2850 \cdot (100 - 50) \cdot 1 = 1,2 \text{ МВт}$$

Расход газа, охлаждающегося в теплообменнике, принимаем равным $G_{\text{о.г}} = 8,65 \text{ кг/с}$.

3. Построим температурные схемы:

220 —————> 130

100 <————— 50

Большая разность температур:

$$\Delta t_6 = 220 - 100 = 120 \text{ }^\circ\text{C}$$

Меньшая разность температур:

$$\Delta t_M = 130 - 50 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

4. Рассчитываем среднюю разность температур теплоносителей по формуле:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M}{2} \quad (60)$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{120 + 80}{2} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

5. Рассчитываем площадь поверхности теплообмена по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (61)$$

где Q – тепловая нагрузка теплообменника, Вт;

K – коэффициент теплопередачи, Вт/м² · К.

$$F = \frac{1,2 \cdot 10^6}{200 \cdot 100} = 60 \text{ м}^2$$

Объемный расход газа определяем по уравнению:

$$V_{\text{Г}} = \frac{G_{\text{Г}}}{\rho}, \quad (62)$$

$$V_{\text{Г}} = \frac{8,65}{750} = 11,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

Выбираем стальные бесшовные трубы теплообменника диаметром 25 × 2 мм.

6. Определяем необходимое количество труб в теплообменнике по формуле:

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						54
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$n = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot v}, \quad (63)$$

где V – объемный расход газа, м³/с;

v – скорость газа, м/с;

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

$$n = \frac{4 \cdot 11,5 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,75} = 45$$

По ГОСТ 15118-79 подбираем теплообменник, учитывая площадь теплопроводящей поверхности ($F = 60 \text{ м}^2$) и количество трубок ($n = 45$) [33].

Характеристики выбранного кожухотрубчатого теплообменника представлены в таблице 9.

Таблица 9 – Характеристика кожухотрубчатого теплообменника

Показатель	Значение
Диаметр кожуха, мм	600
Длина труб, мм	3000
Поверхность теплообмена, м ²	71
Наружный диаметр и толщина стенки труб	25 x 2

2.5.4 Расчет сепаратора

Исходные данные для расчета сепаратора представлены в таблице 10.

Таблица 10 – Данные для расчета сепаратора

Показатель	Значение
Внутренний диаметр аппарата, м	1,8
Плотность газа, кг/м ³	0,75
Скорость газового потока, м/с	27

1. Рассчитываем критерий Рейнольдса для газового потока по формуле:

$$Re = \frac{\omega \cdot D \cdot \rho}{\mu}, \quad (64)$$

где ω – скорость газового потока, м/с;

D – внутренний диаметр аппарата, м;

ρ – плотность газа при нормальных условиях, кг/м³;

μ – вязкость газового потока, Па · с.

Вязкость газового потока определяется по формуле:

$$\mu = \frac{\sum V_i \cdot \mu_i}{100}, \quad (65)$$

где μ_i – динамическая вязкость i -го компонента, Па · с;

V_i – объемная концентрация i -го компонента газа.

В таблице 11 представлены параметры компонентов газа.

Таблица 11 – Параметры компонентов газа

Компонент	Молекулярная масса, кг/кмоль	Объемная доля	Динамическая вязкость, кгс/м ² · 10 ⁻⁷
Метан	16,0000	0,8500	10,0
Этан	30,0000	0,0450	7,5
Пропан	44,0000	0,0150	6,9
н-Бутан	58,0000	0,0035	6,8
и-Бутан	58,0000	0,0023	6,9
н-Пентан	72,0000	0,0004	6,2
и-Пентан	72,0000	0,0007	6,4
Гексан	86,0000	0,0004	6,0
Азот	28,0000	0,0600	16,7
Диоксид углерода	44,0000	0,0010	13,8
Водород	1,0000	0,0007	8,5
Гелий	4,0000	0,0040	18,1
Метанол	32,0000	0,0150	8,7
Вода	18,0000	0,0020	8,83

Молекулярную массу всей газовой смеси определяем по формуле:

$$M_{\text{см}} = \sum V_i \cdot m_i, \quad (66)$$

где V_i – объемная доля i -го компонента газа;

m_i – молекулярная масса i -го компонента газа, кг/кмоль.

$$M_{\text{см}} = 0,8500 \cdot 16 + 0,045 \cdot 30 + 0,0150 \cdot 44 + 0,0035 \cdot 58 + 0,0023 \cdot 58 + \\ + 0,0004 \cdot 72 + 0,0007 \cdot 72 + 0,0004 \cdot 86 + 0,0600 \cdot 28 + 0,0010 \cdot 44 + \\ + 0,0007 \cdot 1 + 0,0040 \cdot 4 + 0,0150 \cdot 32 + 0,0020 \cdot 18 = 18,32 \text{ кг/кмоль}$$

Найдем плотность газовой смеси по формуле:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{M_{\text{см}}}{22,4} \quad (67)$$

$$\rho_{\text{см}} = \frac{18,32}{22,4} = 0,82 \text{ кг/м}^3$$

Рассчитываем относительную плотность по воздуху по формуле:

$$\Delta = \frac{\rho_{\text{см}}}{\rho_{\text{возд}}}, \quad (68)$$

где $\rho_{\text{возд}}$ – относительная плотность воздуха при стандартных условиях.

$$\Delta = \frac{0,82}{1,293} = 0,63$$

Таким образом

$$\mu = (0,8500 \cdot 10,0 + 0,045 \cdot 7,5 + 0,0150 \cdot 6,9 + 0,0035 \cdot 6,8 + \\ + 0,0023 \cdot 6,9 + 0,0004 \cdot 6,2 + 0,0007 \cdot 6,4 + 0,0004 \cdot 6,0 + 0,0600 \cdot 16,7 + \\ + 0,0010 \cdot 13,8 + 0,0007 \cdot 8,5 + 0,0040 \cdot 18,1 + 0,0150 \cdot 8,7 + \\ + 0,0020 \cdot 8,83)/100 = 0,10 \cdot 10^{-7} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$Re = \frac{27 \cdot 1,8 \cdot 0,75}{0,10 \cdot 10^{-7}} = 3,7 \cdot 10^9 \quad (69)$$

Можно сделать вывод, что газовый поток движется турбулентно, так как критерий Рейнольдса составляет более 1600.

2. Определяем относительную шероховатость стенок аппарата, учитывая,

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						57
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

что абсолютная шероховатость равна $\alpha = 0,1 \cdot 10^{-3}$ мм:

$$\frac{1}{e} = \frac{\alpha}{D} = \frac{0,1 \cdot 10^{-3}}{1,8} = 5,56 \cdot 10^{-5} \quad (70)$$

Определяем следующие значения:

$$\frac{1}{e} = \frac{1}{5,56 \cdot 10^{-5}} = 17985,6 \quad (71)$$

$$10 \cdot \frac{1}{e} = 10 \cdot \frac{1}{5,56 \cdot 10^{-5}} = 179856 \quad (72)$$

$$560 \cdot \frac{1}{e} = 560 \cdot \frac{1}{5,56 \cdot 10^{-5}} = 1 \cdot 10^7 \quad (73)$$

Можно сделать вывод, что в сепараторе имеет место турбулентный режим движения газа, так как $Re > 560 \cdot \frac{1}{e}$.

Коэффициент трения определяем по формуле:

$$\lambda = 0,11 \cdot e^{0,25} \quad (74)$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (5,56 \cdot 10^{-5})^{0,25} = 0,009$$

3. Рассчитываем гидравлическое сопротивление сепаратора:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L \cdot \omega^2 \cdot \rho}{D \cdot 2}, \quad (75)$$

где L – длина аппарата, м;

D – диаметр аппарата.

$$\Delta p = 0,009 \cdot \frac{3,2 \cdot 27^2 \cdot 0,75}{1,8 \cdot 2} = 4,37 \text{ МПа.}$$

В соответствии с ГОСТ 34347–2017 принимаем газовый сепаратор ГС-2-6,0-1800, характеристики которого представлены в таблице 12 [34].

Таблица 12 – Характеристики газового сепаратора ГС-2-6,0-1800.

Показатель	Значение
Диаметр, мм	1800

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		58

Показатель	Значение
Объем, м ³	16
Расчетное давление, МПа	6
Производительность, м ³ /час	150795

2.6 Моделирование установки адсорбционной осушки газа

Для моделирования процессов и расчета был использован специальный программный пакет.

Программное обеспечение предоставляет инженерам и исследователям большой набор инструментов для моделирования процессов адсорбции и разработки адсорбционных колонн. Инструменты, интегрированные в программу, позволяют определять время проскока воды после регенерации адсорбента, рассчитывать перепад давления в аппарате, а также симулировать циклы осушки и регенерации адсорбента по циклограмме. Программное обеспечение позволяет проводить моделирование различных адсорбционных циклов, включая короткоцикловую адсорбцию (PSA), адсорбцию с циклами при переменной температуре (TSA), вакуумную короткоцикловую адсорбцию (VSA). Данное программное обеспечение широко используется в химической промышленности, в сфере защиты окружающей среды и других областях, где необходимо эффективно разрабатывать и оптимизировать процессы.

Для начала нужно создать поток газа, поступающего на установку, задать его температуру, давление, расход, а также мольное соотношение компонентов.

Сырьевой газ с расходом 487500 кг/ч подается на установку при температуре 15 °С и давлении 7,2 МПа

Состав и свойства сырьевого газа, поступающего на установку, представлены на рисунке 9 и 10, соответственно.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						59
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Материальный поток: 1

Таблица Вложения Динамика

Таблица

	Мольные доли	Паровая фаза	Жидкая фаза
Methane	0,8500	0,8613	0,0248
Ethane	0,0450	0,0456	0,0023
Propane	0,0150	0,0152	0,0007
i-Butane	0,0023	0,0023	0,0001
n-Butane	0,0035	0,0035	0,0001
i-Pentane	0,0007	0,0007	0,0000
n-Pentane	0,0004	0,0004	0,0000
n-Hexane	0,0004	0,0004	0,0000
Helium	0,0040	0,0041	0,0001
Hydrogen	0,0007	0,0007	0,0000
H2O	0,0020	0,0000	0,1459
Methanol	0,0150	0,0039	0,8241
CO2	0,0010	0,0010	0,0004
Nitrogen	0,0600	0,0608	0,0015
Итого	1,00000		

Правка... Просмотр свойств... Базис...

ОК

Удалить Определить на основе потока Вид пробы

Рисунок 10 – Состав сырьевого газа

Материальный поток: 1

Таблица Вложения Динамика

Таблица

Название потока	1	Паровая фаза	Жидкая фаза
Паровая / фазовая фракция	0,9865	0,9865	0,0135
Температура [C]	15,00	15,00	15,00
Давление [kPa]	7200	7200	7200
Мольный расход [kgmole/h]	2,655e+004	2,619e+004	357,9
Масс. расход [kg/h]	4,875e+005	4,769e+005	1,059e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. [m3/h]	1443	1430	13,42
Молярная энтальпия [kJ/kgmole]	-7,640e+004	-7,410e+004	-2,447e+005
Молярная энтропия [kJ/kgmole-C]	143,4	145,0	24,82
Тепловой поток [kJ/h]	-2,029e+009	-1,941e+009	-8,756e+007
Объем. расх. жидк. при станд. усл. [m3/h]	6,259e+005	6,176e+005	13,33
Пакет флюида	Basis-1		
Тип утилиты			

ОК

Удалить Определить на основе потока Вид пробы

Рисунок 11 – Свойства сырьевого газа

Производительность установки по сырью составляет 487500 кг/ч. Смоделированная схема установки адсорбционной осушки природного газа представлена на рисунке 12.

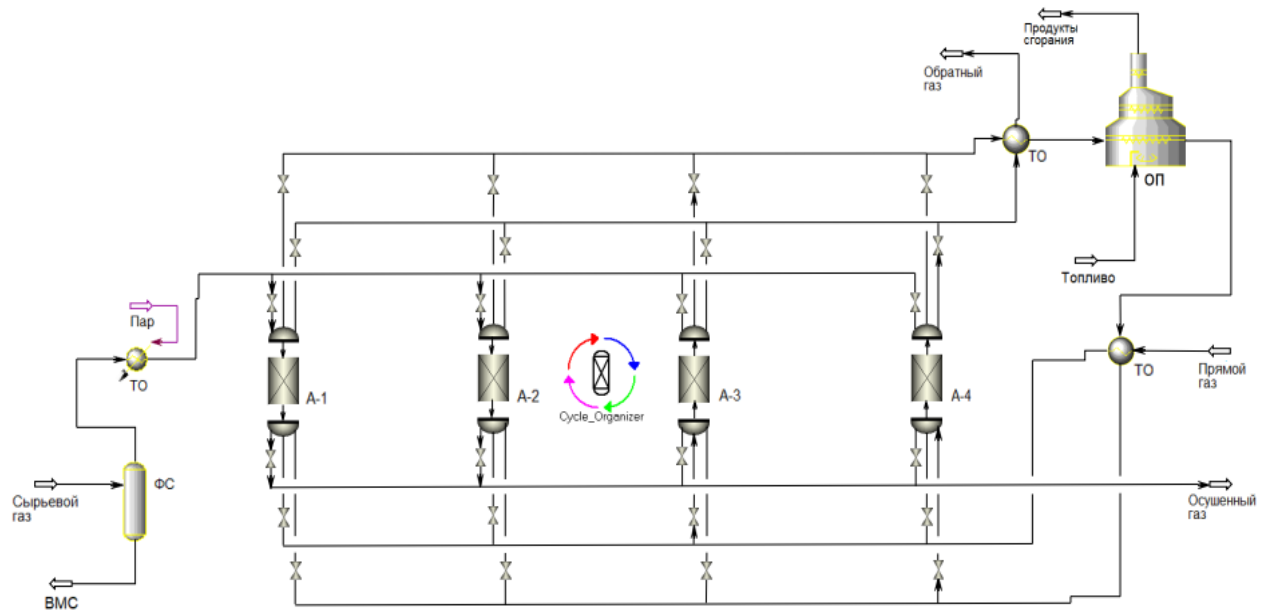


Рисунок 12 – Смоделированная схема адсорбционной осушки сырьевого природного газа

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

Безопасность производственных процессов и сохранение экологии – приоритетные задачи для любой отрасли, особенно когда речь идет о работе с природными ресурсами. Адсорбционная осушка газа, являясь важным этапом подготовки газа к дальнейшему использованию, требует особого внимания к технологиям и оборудованию, чтобы минимизировать риски для здоровья работников и воздействие на окружающую среду.

Соблюдение техники безопасности на производстве не только предотвращает несчастные случаи и травматизм среди персонала, но и является залогом стабильной и эффективной работы оборудования. Нарушение установленных правил приведет к аварийным ситуациям, которые, в свою очередь, способны вызвать значительный ущерб окружающей среде и здоровью людей. Поэтому, внедрение строгих процедур и обучение сотрудников основам безопасности и первой помощи являются критически важными аспектами. Это включает в себя регулярные инструктажи, практические тренировки по эвакуации в случае чрезвычайных ситуаций, а также использование средств индивидуальной защиты. Таким образом, поддержание высокого уровня безопасности на производстве способствует не только сохранению жизни и здоровья работников, но и обеспечивает непрерывность производственных процессов и защиту экологии.

3.1 Характеристика пожароопасных и токсичных свойств сырья и готовой продукции

Согласно ГОСТ 12.1.007-76 «Система стандартов безопасности труда. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности», а также ГОСТ 12.1.005-88 «Система стандартов безопасности труда. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны», рабочие среды (предельные углево-

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>					
<i>Разраб.</i>	<i>Щербань А.А.</i>							<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Лескова С.А.</i>							<i>У</i>	<i>62</i>	<i>77</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>							<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>									

дороды $C_1 - C_9$), с которыми обращаются на производстве, по характеру воздействия на организм человека относятся к 4 классу опасности – вещества малоопасные, но при концентрациях, снижающих содержание кислорода в атмосфере до 15 % – 16 %, природный газ вызывает удушье [35–36].

Молекулярные сита, используемые для осушки сырьевого природного газа, также относятся к 4 классу опасности. Пыль адсорбента может вызывать раздражение. Может поражать органы дыхания в результате многократного или продолжительного воздействия.

Водометанольная смесь, удаляемая из сырьевого газа в фильтре сепараторе, а также метанол, поглощаемый адсорбентом, относятся к 4 и 3 классу опасности соответственно. Токсичны при вдыхании паров и при попадании на кожу. Смертельная доза при приеме внутрь 30 – 100 мл. При отравлении средней тяжести нарушение зрения, вплоть до полной слепоты.

При определении предельно допустимых концентраций опасных веществ в воздухе рабочей зоны руководствуются ГН 2.2.5.1313-03 «Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. Гигиенические нормативы» [37]:

- ПДК метана – 7000 мг/м³ (максимальная разовая);
- ПДК метанола – 15 мг/м³
- ПДК углеводородов алифатических предельных C_{2-9} – 900/300 мг/м³

Характеристика пожаровзрывоопасных свойств компонентов природного газа, согласно справочнику «Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения», представлена в таблице 13 [38].

Таблица 13 – Пожаровзрывоопасность компонентов природного газа

Параметр	Компонент			
	Метан	Этан	Пропан	н-Бутан
Химическая формула	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}
Концентрационные пределы распространения пламени, % об.	5,28 – 14,1	2,9 – 15,0	2,3 – 9,4	1,8 – 9,1

Параметр	Компонент			
	Метан	Этан	Пропан	н-Бутан
Низшая теплота сгорания, МДж/кг	49,90	47,42	46,80	47,33
Концентрационные пределы детонации в смеси с воздухом, % об.	6,3 – 14,0	2,9 – 12,2	2,6 – 7,4	2,0 – 6,2
Максимальное давление взрыва, кПа	706	675	843	843
Температура самовоспламенения, °С	537	515	470	405
Нормальная скорость распространения пламени, м/с	0,338	0,476	0,390	0,450

Природный газ образует с воздухом взрывоопасные смеси. Концентрационные пределы распространения пламени природного газа в смеси с воздухом, выраженные в процентах объемной доли метана: нижний – 4,4 % об., верхний – 17,0 % об. по ГОСТ 30852.19-2002 «Данные по горючим газам и парам, относящиеся к эксплуатации электрооборудования» [39].

Согласно ГОСТ 30852.11-2002 «Классификация смесей газов и паров с воздухом по безопасным экспериментальным максимальным зазорам и минимальным воспламеняющим токам», категория взрывоопасности для смеси природного газа с воздухом – ПА – это значит, что соотношение минимальных воспламеняющих токов их смеси к минимально воспламеняющему току лабораторного метана более 0,8 [40].

По ГОСТ 30852.5-2002 «Метод определения температуры самовоспламенения», смесь природного газа с воздухом относится группе взрывоопасных смесей Т1. Это значит, что температура самовоспламенения их смеси менее 450 °С [41].

3.2 Характеристика опасностей производства, обусловленных особенностями технологического процесса

Согласно ГОСТ 12.0.003-2015 «Система стандартов безопасности труда. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация», по характеру воздействия определяют 4 группы вредных производственных факторов: физиче-

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	Лист
						64
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

ские, химические, биологические, а также психофизические [42].

К физическим факторам относятся:

- движущиеся машины и механизмы;
- незащищенные подвижные части производственного оборудования;
- неудовлетворительный микроклимат рабочей зоны;
- загазованность воздуха рабочей зоны;
- повышенная температура поверхностей оборудования и материалов;
- опасный уровень напряжения в электрической цепи;
- опасный уровень давления в технологическом оборудовании.

Химические факторы разделены на несколько типов по принципу воздействия на организм: аллергенные, раздражающие, токсические, сенсибилизирующие, канцерогенные.

Биологические опасные факторы включают в себя патогенные микроорганизмы, такие как бактерии, вирусы, грибки, а также продукты их жизнедеятельности.

Факторы, обладающие свойствами психофизиологического воздействия на организм человека, подразделяют на физические перегрузки, а также нервно-психические перегрузки.

Согласно приказу МЧС России от 25.03.2009 № 182 «Определение категорий помещений, зданий и наружных установок по взрывопожарной и пожарной опасности», установка адсорбционной осушки природного газа относится к категории А – повышенная взрывопожароопасность [43].

Основными факторами, которые определяют опасность при эксплуатации установки адсорбционной осушки природного газа, являются:

- горючие газы (сырьевой газ, осушенный газ);
- наличие коррозионно-агрессивных примесей в поступающем на установку природном газе;
- использование оборудования, работающего при больших давлениях;
- возможное нарушение правил безопасности.

Принимая во внимание характеристики опасных веществ, а также факторы

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						65
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

Опасности при эксплуатации установки, ключевыми элементами риска на производственных площадках являются:

- возможность возгорания и детонации горючих газов в случае аварийной разгерметизации оборудования, фланцевых соединений, запорной арматуры;
- вероятность возгорания и взрыва горючих газов внутри технологического оборудования при существенных нарушениях технологического режима;
- возможность возникновения пожара и взрыва при проведении газоопасных работ в загазованной зоне;
- способность продуктов аккумулировать статическое электричество, что может спровоцировать возгорание и взрыв как внутри, так и за пределами оборудования;
- риск воздействия на персонал токсичных веществ в ситуациях аварийной утечки через неплотности фланцевых соединений.

На всей территории установки осушки природного газа опасными местами являются:

- точки отбора проб для лабораторного анализа;
- колодцы промышленной канализации, где возможно скопление газов и вредных веществ;
- оборудование, вскрытое на ремонт.

3.3 Меры безопасности при ведении технологического процесса

Принимая во внимание физико-химические характеристики сырья, свойства конечного продукта и специфику технологического процесса, можно сделать вывод, что риск возгорания и взрыва на производстве является наиболее значимым и ярко выраженным.

Установка осушки сырьевого газа оснащена противоаварийной автоматической защитой (ПАЗ), которая предназначена для предупреждения возникновения аварийной ситуации, ее локализации, безопасной остановки и перевода установки в безопасное состояние, а также автоматической системой пожарной сигнализации и пожаротушения (АСПС и ПТ).

Система ПАЗ автоматически включает останов установки и оборудования и

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		66

переводит установку в безопасное положение в следующих случаях:

- обнаружение газа в районе установки осушки сырьевого природного газа;
- аварийно-высокий уровень жидкости в факельном сепараторе;
- аварийно-высокое или аварийно-низкое давление сырьевого газа.

При обнаружении пожара, сигнал автоматически передается в систему ПАЗ и оператор технологической установки вручную инициирует останов кнопкой «Аварийный останов».

С целью снижения риска возникновения аварий, повышения надежности и экологичности эксплуатации, предусмотрен комплекс технических решений, в том числе:

- обеспечение прочности и надежности эксплуатации оборудования в рабочем диапазоне давлений и температур;
- оснащение технологического оборудования средствами контроля, автоматики, предохранительной арматурой;
- применение для тепло- и звукоизоляции трубопроводов и оборудования негорючих материалов.

Для предупреждения и снижения последствий крупных аварий предусматриваются организационно-технические и профилактические мероприятия, а именно:

- осуществление систематической проверки надежности герметизации технологического оборудования, работающего под давлением, состояния контрольной аппаратуры;
- проведение в установленные сроки аттестации у специалистов, рабочих и служащих по правилам и нормам промышленной безопасности и безопасной эксплуатации оборудования, проверки знаний требованиям охраны труда;
- проведение регулярных проверок надежности системы оповещения;
- поддержание в исправном состоянии средств индивидуальной защиты.

3.3.1 Действия персонала по предупреждению и устранению возгорания, пожара на установке

Эксплуатация установки осушки природного газа связана с обращением зна-

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						67
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

чительных количеств горючих газов, легковоспламеняющихся жидкостей.

Существует ряд мер по предупреждению и устранению возгораний, пожара на установке.

В случае возникновения возгорания, пожара на установке, первый заметивший аварию:

- окриком предупреждает об аварии всех находящихся в районе аварии, приводит в действие ближайший пожарный извещатель;
- сообщает о возгорании в пожарно-спасательную службу (ПСС);
- сообщает оператору технологической установки место, характер и масштабы аварии, наличие пострадавших доступными средствами связи;
- выходит из опасной зоны и выводит людей, не занятых в ликвидации аварии. При возникновении газовой опасности или при срабатывании индивидуального газоанализатора включает в работу средство индивидуальной защиты органов дыхания (СИЗОД).

Действия оператора технологической установки:

- немедленно оповещает об аварии: старших операторов и машинистов смежных установок; персонал установки и начальника установки всеми имеющимися средствами связи;
- приводит СИЗОД в положение «наготове»;
- дает указание покинуть территорию установки технологическому персоналу, не задействованному в ликвидации аварии, и принимает меры по выводу людей из опасной зоны, используя средства защиты;
- принимает решение о необходимости аварийного останова установки;
- информирует начальника установки о ходе аварийного останова установки, о месте возникновения и характере аварии, выявленных поражающих факторах аварии и их текущее и прогнозируемое распространение, о выявленном числе пострадавших людей, о прогнозе возможного развития аварии, о принятых мерах по обеспечению безопасности людей, о необходимости отключения электрооборудования на участках ведения действий по тушению пожара;
- дает команду оперативному персоналу на выставление постов оцепления

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		68

опасной зоны и встречу ПСС.

3.3.2 Средства коллективной и индивидуальной защиты персонала

Средства коллективной защиты необходимы для предотвращения или уменьшения воздействия на работников вредных и опасных производственных факторов.

Согласно ГОСТ 12.4.011-89 «ССБТ. Средства защиты работающих. Общие требования и классификация», к средствам коллективной защиты относятся устройства вентиляции и очистки воздуха, сигнализации, оградительные устройства, звукопоглощающие устройства, термоизолирующие устройства, знаки безопасности, защитные сетки [44].

Средства индивидуальной защиты необходимы для снижения степени воздействия, предотвращения попадания и защиты от вредных и опасных производственных факторов, в том числе и загрязнения. Применяются в тех случаях, когда безопасность работ не может быть обеспечена конструкцией оборудования, организацией производственных процессов, архитектурно-планировочными решениями и средствами коллективной защиты.

Согласно ГОСТ 59123-2020 «Система стандартов безопасности труда. Средства индивидуальной защиты. Общие требования и классификация», средства индивидуальной защиты подразделяются на три группы [45]:

- специальная одежда и специальная обувь;
- технические средства;
- средства личной гигиены.

Согласно типовым нормам бесплатной выдачи специальной одежды, специальной обуви и других средств индивидуальной защиты, работники, осуществляющие все стадии технологического процесса на установке осушки природного газа, должны быть обеспечены следующими средствами индивидуальной защиты [46]:

- портативное дыхательное устройство;
- каска защитная;
- очки защитные;

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		69

- костюм с водоотталкивающей пропиткой;
- наушники противозвучные;
- белье нательное;
- ботинки кожаные;
- подшлемник;
- перчатки.

3.4 Воздействие производства на окружающую среду

Все технологические операции на Амурском ГПЗ являются непрерывными в течение 365 дней в году. Однако технологический регламент эксплуатации оборудования предусматривает остановку его для проведения планово-предупредительного осмотра или вывода в резерв. При этом в атмосферу происходит организованный выброс природного газа, который классифицируется как залповый.

Установка адсорбционной осушки природного газа является источником постоянных выбросов в атмосферу. В случае возникновения аварийной ситуации предусмотрен сброс газа, находящегося в системе, на факелы.

Согласно нетехническому резюме Амурского ГПЗ, валовый выброс загрязняющих веществ при эксплуатации шести технологических линий составит порядка 3300 тонн в год. Основной вклад в выбросы вносят: оксид углерода (33,7 %), азота диоксид (25,4 %), азота оксид (15,2 %), метан (11,2 %). Зона влияния выбросов от объектов Амурского ГПЗ на атмосферный воздух составляет 6,7 – 8,1 км [47].

Для минимизации выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух от оборудования предусматривается комплекс мероприятий общего технологического характера [47]:

- оснащение помещений, где установлено газоиспользующее оборудование, системой контроля загазованности с автоматическим отключением подачи газа;
- максимальная герметизация технологического процесса, с применением запорной арматуры класса герметичности «А»;
- применение автоматизированной системы управления для снижения вероятности возникновения аварийных ситуаций;

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						70
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

- оснащение технологического оборудования предохранительными клапанами;
- установка приводной запорной арматуры на границах каждого из технологических блоков, позволяющей изолировать технологический блок;
- использование закрытой факельной системы для безопасного сжигания всех сбросов;
- подбор оптимальной высоты факелов с целью улучшения условий рассеивания продуктов сгорания;
- проведение мониторинга выбросов загрязняющих веществ.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		71

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В рамках бакалаврской работы был проведен тщательный анализ процесса адсорбционной осушки газа. С целью достижения обозначенных задач, а также с учетом необходимости в культивировании соответствующих профессиональных навыков, был осуществлен сбор и последующий разбор как научных, так и вспомогательных источников, описывающих механизмы и параметры процессов осушки газа.

Изучены физико-химические основы процесса адсорбционной осушки природного газа. Рассмотрены основные виды промышленных адсорбентов, выявлены их преимущества и недостатки. Рассмотрены основные виды адсорберов, используемых в промышленности, а также некоторые технологические схемы адсорбционной осушки газа. Изучена характеристика сырья и готовой продукции, требования к сырью, а также представлено описание технологической схемы установки адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ.

Представлен технологический расчет основного оборудования блока адсорбционной осушки природного газа, материального баланса, а также моделирование процесса в специальном программном обеспечении.

Кроме того, в работе рассмотрены вопросы обеспечения безопасности и экологичности производства, включая характеристику опасностей производства, меры безопасности при введении процесса, а также воздействие производства на окружающую среду.

Таким образом, поставленные цели и задачи были успешно реализованы в ходе выполнения бакалаврской работы.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>					
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>					
<i>Разраб.</i>	<i>Щербань А.А.</i>							<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>	<i>Лескова С.А.</i>							<i>У</i>	<i>72</i>	<i>77</i>
<i>Н. контр.</i>	<i>Родина Т.А.</i>							<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>		
<i>Зав. каф.</i>	<i>Гужель Ю.А.</i>									

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Лapidус, А. Л. Газохимия. Первичная переработка углеводородных газов : учеб. пособие / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – М. : РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2004. – 242 с.

2 Мельников, В. Б. Технологический расчет адсорбционной осушки природного газа : учеб. пособие / В. Б. Мельников, Е. Б. Федорова, Н. П. Макарова. – М. : РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2018. – 33 с.

3 Лебедева, М. В. Физико-химические особенности адсорбционных процессов : учеб. пособие / М. В. Лебедева, О. А. Дулина, В. И. Свитов. – М. : Мир науки, 2021. – 46 с.

4 Шумяцкий, Ю. И. Адсорбционные процессы : учеб. пособие / Ю. И. Шумяцкий. – М. : Изд-во РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2005. – 164 с.

5 Информационный портал CHEMPORT.RU. Химическая энциклопедия: Адсорбция [Электронный ресурс] – Режим доступа : https://www.chemport.ru/data/chemipedia/article_35.html. – 25.04.2024.

6 Романков, П. Г. Массообменные процессы в химической технологии : учеб. пособие / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк. – Санкт-Петербург : ХИМИЗДАТ, 2020. – 543 с.

7 Фомкин, А. А. Особенности адсорбции газов, паров и жидкостей микропористыми адсорбентами / А. А. Фомкин, Г. А. Петухова // Журнал физической химии. – 2020. – № 3. – С. 393-403.

8 Дубинин, М. М. Адсорбция и пористость : учеб. пособие / М. М. Дубинин. – М. : Изд-во ВАХЗ, 1972. – 164 с.

9 Кельцев, Н. В. Основы адсорбционной техники : учеб. пособие / Н. В. Кельцев. – 2-е изд. – М. : Химия, 1976. – 592 с.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
<i>Разраб.</i>		<i>Щербань А.А.</i>			<i>Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ</i>	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Пров.</i>		<i>Лескова С.А.</i>				У	73	77
<i>Н. контр.</i>		<i>Родина Т.А.</i>			<i>АмГУ, ИКиИН гр. 0107-об</i>			
<i>Зав. каф.</i>		<i>Гужель Ю.А.</i>						

10 Арабов, М. Ш. Процессы и агрегаты при переработке газа и нефти с кислыми компонентами : учеб. пособие / М. Ш. Арабов, З. М. Арабова, С. М. Арабов. – Санкт-Петербург : Лань, 2022. – 260 с.

11 Потехин, В. М. Химия и технология углеводородных газов и газового конденсата : учебник для вузов / В. М. Потехин. – Санкт-Петербург : Лань, 2022. – 712 с.

12 Ещенко, Л. С. Технология катализаторов и адсорбентов : учеб. пособие / Л. С. Ещенко. – Минск : БГТУ, 2015. – 167 с.

13 Мельников, В. Б. Промысловый сбор и переработка газа и газового конденсата : учебник для вузов / В. Б. Мельников. – М. : РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2017. – 484 с.

14 Информационный портал SORBIS-GROUP.COM. Силикагель. ГОСТы и марки [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://sorbis-group.com/info/articles/silikagel-gost-395676-898475/> – 25.04.2024.

15 ГОСТ 3956-76. Силикагель технический. Технические условия. – введ. 01-01-1977. – М. : Стандартиформ, 2008. – 13 с.

16 Информационный портал SORBIS-GROUP.COM. Активные угли [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://sorbis-group.com/articles/aktivnye-ugli.html>. – 25.01.2024.

17 Ягодковский, В. Д. Адсорбция : учебник для вузов / В. Д. Ягодковский. – М. : БИНОМ. Лаборатория знаний, 2015. – 219 с.

18 Информационный портал CHEMPACK.RU. Алюминия оксид активный [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://www.chempack.ru/ru/chemical-raw-materials/oksid-alyuminiya-aktivnyu.html>. – 25.04.2024.

19 Паранук, А. А. Промышленное применение молекулярных сит / А. А. Паранук, В. А. Хрисониди // Интерактивная наука. – 2016. – № 3. – С. 51-54.

20 Аджиев, А. Ю. Отечественные цеолиты для глубокой осушки газа при производстве сжиженного природного газа / А. Ю. Аджиев, Н. П. Морева, Н. И. Долинская // НефтеГазоХимия. – 2015. – № 3. – С. 34-38.

21 Гужель, Ю. А. Процессы и аппараты химической технологии. Ч.3. Массо-

					ВКР.781461.180301.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		74

обменные процессы и аппараты : учеб. пособие / Ю. А. Гужель. – Благовещенск : Амурский государственный университет, 2020. – 145 с.

22 Разинов, А. И. Процессы и аппараты химической технологии : учеб. пособие / А. И. Разинов, А. В. Клинов, Г. С. Дьяконов. – Казань : КНИТУ, 2017. – 860 с.

23 Смирнов, Н. Н. Альбом типовой химической аппаратуры (принципиальные схемы аппаратов) / Н. Н. Смирнов, В. М. Барабаш, К. А. Карпов. – Санкт-Петербург : Лань, 2024. – 84 с.

24 Комиссаров, Ю. А. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент. – М. : Изд-во Юрайт, 2023. – 323 с.

25 Фролов, В. Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» / В. Ф. Фролов. – Санкт-Петербург : Химиздат, 2003. – 608 с.

26 Информационный портал PROEKTIROVANIE.GAZPROM.RU. Медвежье нефтегазоконденсатное месторождение [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://proektirovanie.gazprom.ru/press/ehntsiklopediyaproektirovshchika/krupnejshie-proekty/medvezheneftegazokondensatnoe/> – 25.04.2024.

27 Информационный портал NEFTEGAZ.RU. Чайядинское нефтегазоконденсатное месторождение (НГКМ) [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://neftegaz.ru/tech-library/mestorozhdeniya/141593-chayandinskoe-neftegazokondensatnoe-mestorozhdenie-ngkm/> – 29.04.2024.

28 Парфёнова, Н. М. Углеводородное сырье Чайядинского НГКМ: газ, конденсат, нефть / Н. М. Парфёнова, Е. Б. Григорьев, Л. С. Косякова [и др.] ; // Актуальные вопросы исследований пластовых систем месторождений углеводородов. – 2021. – № 2. – С. 139-149.

29 Информационный портал NEFTEGAZ.RU/. Ковыктинское газоконденсатное месторождение (Ковыкта) [Электронный ресурс] – Режим доступа: <https://neftegaz.ru/tech-library/mestorozhdeniya/141592-kovyktinskoe-gazokondensatnoe-mestorozhdenie-kovyakta/> – 10.05.2024.

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		75

30 ГОСТ СТО Газпром 089-2010. Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. – введ. 25-10-2010. – М. : Газпром ВНИИГАЗ, 2010. – 19 с.

31 Григорьева, Н. А. Расчет установки адсорбционной осушки газа: методические указания : под редакцией А. Л. Лapidуса. / Н. А. Григорьева, Ф. Г. Жагфаров. – М. : РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2011. – 11 с.

32. Липин, А. А. Расчет трубчатых печей : учеб. пособие / А. А. Липин, А. Г. Липин. – Иваново : ИГХТУ, 2019. – 80 с.

33 ГОСТ 15118-79. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. – введ. 10-04-1979. – М. : Стандартиформ, 2008. – 13 с.

34 ГОСТ 34347-2017. Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия. – введ. 01-08-2018. – М. : Стандартиформ, 2018. – 110 с.

35 ГОСТ 12.1.007-76. Система стандартов безопасности труда. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности. – введ. 01-01-1977. – М. : Стандартиформ, 2007. – 7 с.

36 ГОСТ 12.1.005-88. Система стандартов безопасности труда. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны. – введ. 01-01-1989. – М. : Стандартиформ, 2005. – 49 с.

37 ГН 2.2.5.3532-18. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. Гигиенические нормативы. – введ. 13-02-2018. – М. : Минздрав России, 2018. – 170 с.

38 Корольченко, А. Я. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения : справочник / А. Я. Корольченко, Д. А. Корольченко. – М. : Изд-во Пожнаука, 2004. – 713 с.

39 ГОСТ 30852.19-2002. Данные по горючим газам и парам, относящиеся к эксплуатации электрооборудования. – введ. 15-02-2014. – М. : Стандартиформ, 2014. – 26 с.

40 ГОСТ 30852.11-2002. Классификация смесей газов и паров с воздухом по

					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		76

безопасным экспериментальным максимальным зазорам и минимальным воспламеняющим токам. – введ. 15-02-2014. – М. : Стандартинформ, 2014. – 16 с.

41 ГОСТ 30852.5-2002. Метод определения температуры самовоспламенения. – введ. 15-02-2014. – М. : Стандартинформ, 2014. – 23 с.

42 ГОСТ 12.0.003-2015. Система стандартов безопасности труда. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация. – введ. 01-03-2017. – М. : Стандартинформ, 2017. – 23 с.

43 СП 12.13130.2009. Определение категорий помещений, зданий и наружных установок по взрывопожарной и пожарной опасности. – введ. 01-05-2009. – М. : ФГУ ВНИИПО МЧС России, 2019. – 36 с.

44 ГОСТ 12.4.011-89. Система стандартов безопасности труда. Средства защиты работающих. Общие требования и классификация. – введ. 01-07-1990. – М. : Издательство стандартов, 2004. – 8 с.

45 ГОСТ 59123-2020. Система стандартов безопасности труда. Средства индивидуальной защиты. Общие требования и классификация. – введ. 01-10-2021. – М. : Стандартинформ, 2021. – 7 с.

46 Приказ министерства труда и социальной защиты Российской Федерации "Об утверждении единых типовых норм выдачи средств индивидуальной защиты" от 29.10.2021 № N 767н.

47 Сенченя, И. Н. Амурский газоперерабатывающий завод : нетехническое резюме / И. Н. Сенченя. – М. : Ramboll CIS, 2019. – 160 с.

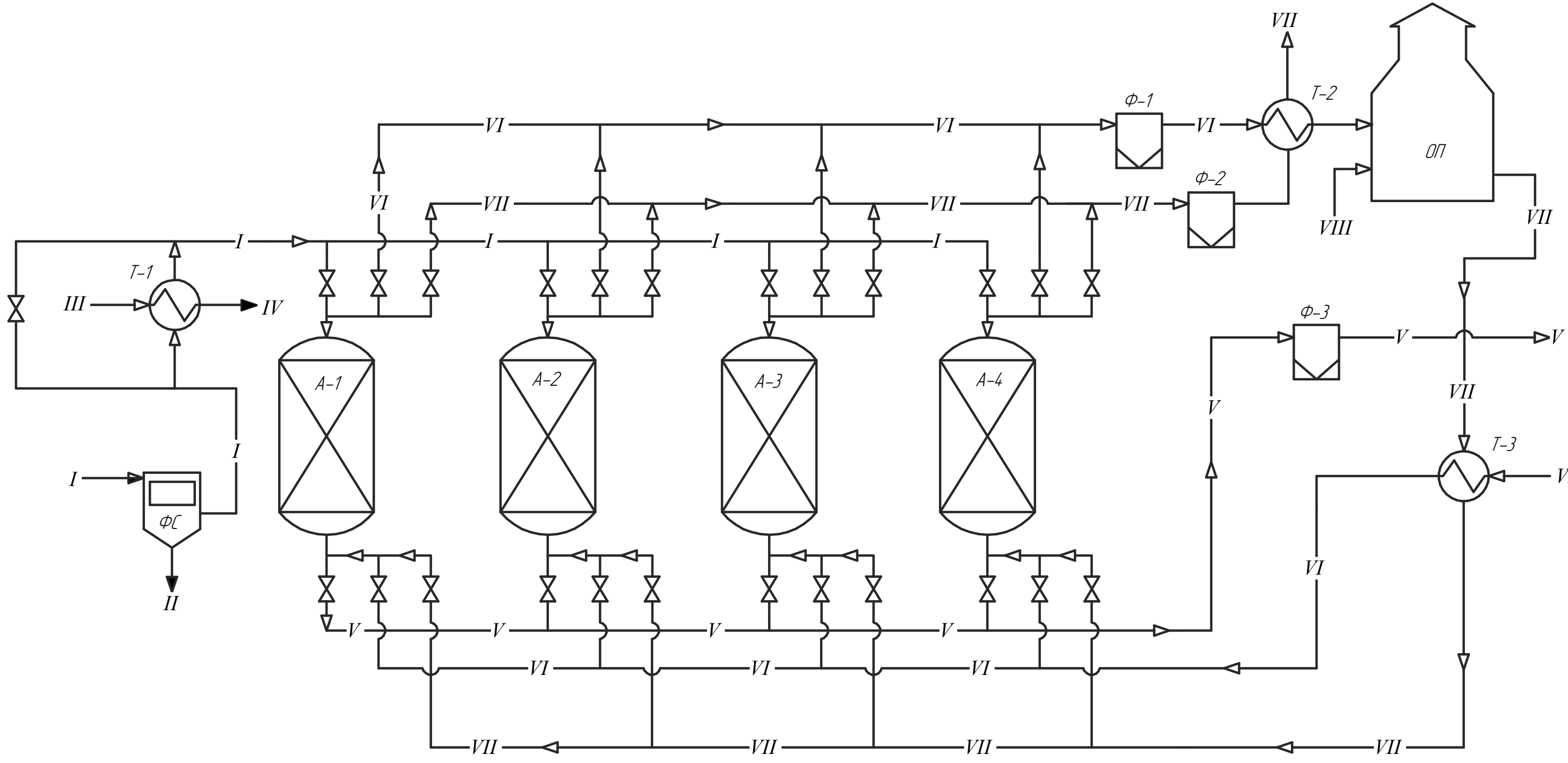
					<i>ВКР.781461.180301.ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						77
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		

ВКР.781461.180301.ТС

Перв. примен.

Справ. №

КОМПАС-3D v21 Учебная версия © 2022 ООО "АСЮН-Системы проектирования", Россия. Все права защищены.
 Инв. № подл. Подп. и дата. Взам. инв. № Инв. № дубл. Подп. и дата.



Обозначение		Наименование среды
Букв.	Графическое	
-I-I-		Влажный газ
-II-II-		Водогазовая смесь
-III-III-		Водяной пар
-IV-IV-		Конденсат
-V-V-		Осушенный газ
-VI-VI-		Прямой газ регенерации
-VII-VII-		Обратный газ регенерации
-VIII-VIII-		Топливный газ

Обозначение	Наименование	Кол-во
ФС	Фильтр-сепаратор	1
T-1-3	Рекуперативный теплообменник	3
A-1-4	Адсорбер	4
Ф-1-3	Фильтр тонкой очистки	3
ОП	Огнебой подогреватель	1

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.		Щербань А.А.		
Пров.		Лескова С.А.		
Т.контр.				
Н.контр.		Родина Т.А.		
Утв.		Гижель Ю.А.		

ВКР.781461.180301.ТС

Моделирование процесса адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ

Лит.	Масса	Масштаб
У	-	-
Лист 1	Листов 1	

Технологическая схема блока адсорбционной осушки природного газа на Амурском ГПЗ

АмГУ, ИЖИИИ
0107-об гр.

Копировал
Формат А3