

**МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**
**Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования**
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

**МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ ПО
ДИСЦИПЛИНЕ**

ОБОРУДОВАНИЕ МАГИСТРАЛЬНЫХ ГЗОНЕФТЕПРОВОДОВ

Направление подготовки/специальность	21.03.01 Нефтегазовое дело
Направленность (профиль)/специализация	Эксплуатация и обслуживание объектов транспорта и хранения нефти, газа и продуктов переработки
Год начала обучения	2026
Форма обучения	очно-заочная
Реализуется в семестре	_____5_____

Ставрополь, 2026

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ К ПРАКТИКУМУ.....	4
1. Подбор запорной и регулирующей арматуры.....	8
2. Расчёт пропускной способности регулирующих клапанов.....	18
3. Расчет газосепаратора.....	26
4. Расчет процесса удаления капельной жидкости из газа.....	31
5. Расчёт толщины обечайки и днища сосуда.....	40
6. Расчёт остаточного ресурса сосуда.....	44
7. Расчет абсорбера.....	49
8. Расчет десорбера.....	77
9. Расчет печи регенерации диэтиленгликоля.....	98
10. Расчет теплообменника.....	130
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	137
ЛИТЕРАТУРА.....	138

ВВЕДЕНИЕ К ПРАКТИКУМУ

В настоящее время огромное значение в народном хозяйстве страны играют такие источники энергии как нефть и газ. Ни для кого не секрет, что в результате переработки нефти получают топливо: бензин, керосин, дизельное топливо, а также масла для автомобильного и железнодорожного транспорта, самолетов, судов, передвижных электростанций.

Нефть и газ используются как сырье в нефтеперерабатывающей и химической промышленности.

Газ как топливо широко применяется в металлургической, химической и цементодобывающей промышленности, для выработки электроэнергии, используется в качестве автомобильного топлива и в быту.

Эксплуатация существующих газонефтепроводов невозможна без применения современного оборудования, установленного на технологических объектах и линейной части магистральных газонефтепроводов и газонефтехранилищ, входящих в нефтетранспортную и газотранспортную системы Российской Федерации.

Студент должен хорошо знать научные основы, термины и понятия о применяемом при эксплуатации, ремонте и обслуживании оборудовании магистральных трубопроводов. Студент должен владеть методиками решения практических задач по расчёту параметров оборудования, по основам надёжности, техническому надзору и производственному контролю за состоянием оборудования газонефтепроводов.

Для успешного освоения дисциплины обучающийся должен самостоятельно выполнять изучение рекомендуемой литературы по темам, подготовку к практическим занятиям, составлять конспекты.

Настоящий практикум посвящен описанию основных видов оборудования, установленного на линейной части и технологических объектах магистральных газонефтепроводов, их технических характеристик

и использованию в практических расчетах.

Дисциплина относится к обязательным дисциплинам. Её освоение происходит в 6 семестре.

Дисциплина «Оборудование магистральных газонефтепроводов» опирается на дисциплины: «Гидромашины и компрессоры в нефтегазовом деле», «Детали машин» и является специальной базой для изучения дисциплин «Автоматизация производственных процессов в трубопроводном транспорте».

Целью изучения дисциплины «Оборудование магистральных газонефтепроводов» является формирование набора системных знаний и представлений о методах применения оборудования для эксплуатации магистральных газонефтепроводов у будущего выпускника по направлению подготовки 21.03.01 «Нефтегазовое дело».

Основные задачи изучения дисциплины:

- усвоение студентами научных основ, терминов и понятий о применении оборудования магистральных трубопроводов;
- освоение методик решения практических задач по расчёту параметров оборудования, по основам надёжности, техническому надзору и производственному контролю за состоянием оборудования газонефтепроводов;
- формирование профессиональных компетенций будущего бакалавра по направлению подготовки: 21.03.01 «Нефтегазовое дело», направленность (профиль) «Сооружение и ремонт систем объектов трубопроводного транспорта»:

ПК-3 Определяется способностью эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья.

ПК-10 Определяется способностью оформлять технологическую и техническую документацию по эксплуатации нефтегазопромыслового оборудования.

ППК-1 Определяется способностью принимать меры по устранению причин отклонений технологических параметров от заданных значений, контролировать эксплуатационные параметры работы основного и вспомогательного оборудования ПХГ.

Дисциплина нацелена на подготовку бакалавров к:

- применению комплексного подхода к решению различных научных и производственных задач нефтегазовой отрасли;
- творческому решению научно-исследовательских и прикладных проблем, возникающих в профессиональной сфере.

В результате освоения дисциплины обучающийся должен:

знать: основные понятия о оборудовании, применяемом при эксплуатации магистральных газонефтепроводов, его технических характеристиках и особенностях эксплуатации, обслуживания и ремонта; основные факторы, влияющие на выбор оборудования для подготовки и транспортировки жидких и газообразных углеводородов; особенности эксплуатации оборудования линейной части газонефтепроводов; особенности эксплуатации оборудования нефти и газоперекачивающих станций магистральных газонефтепроводов.

уметь: выбирать технологическое оборудование, эксплуатируемое на технологических объектах и линейной части магистральных газонефтепроводов; осуществлять его эксплуатацию, обслуживание и ремонт; оформлять технологическую и техническую документацию по эксплуатации нефтегазопромыслового оборудования; использовать, технические характеристики и каталоги оборудования для проведения работ по техническому обслуживанию ремонту и диагностике газонефтепроводов и установленного на них оборудования в реальных условиях; намечать пути и

выбирать средства развития достоинств и устранения недостатков;

владеть: навыками подбора нефтегазопромыслового оборудования, при эксплуатации технологических объектов и линейной части магистральных газонефтепроводов; навыками подбора оборудования для проведения работ по текущему и капитальному ремонту оборудования технологических объектов магистральных газонефтепроводов применительно к определённым условиям проведения работ; навыками теоретического и экспериментального исследования при подборе специализированных машин и оборудования.

1. ПОДБОР ЗАПОРНОЙ И РЕГУЛИРУЮЩЕЙ АРМАТУРЫ

Цель – изучить номенклатуру и конструкцию запорной и регулирующей арматуры.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: номенклатура, назначение и конструкция запорной и регулирующей арматуры;
- умения: подбирать запорную и регулирующую арматуру.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Запорная арматура – служит для перекрытия потока транспортируемой среды, для переключения технологических линий, в случае изменения технологических процессов, используется в открытом или закрытом положении.

Регулирующая арматура – используется во всех позициях между полностью открытым и полностью закрытым положениями.

Теоретическая часть

Выпускается следующая номенклатура запорной и регулирующей арматуры:

- задвижки шиберные с ручным и дистанционным управлением;
- дроссели (штуцеры угловые) с ручным и дистанционным управлением;
- клапаны обратные с автоматическим управлением;
- клапаны игольчатые.

Рабочая среда - газ, газоконденсат, нефть.

Запорно-регулирующая арматура выпускается для работы в скважинных средах:

- K1–среда с содержанием CO₂, до 6% по объему;
- K2–среда с содержанием H₂S и CO₂, до 6% по объему каждого;

- КЗ—среда с содержанием H_2S и CO_2 , до 25% по объему каждого.

Запорно-регулирующая арматура выпускается для рабочих давлений—14 МПа, 21 МПа, 35 МПа, 70 МПа и 105 МПа. Запорно-регулирующая арматура соответствует требованиям стандарта API 6A для уровней качества PSL1, PSL2, PSL3 и PSL3G и уровней эксплуатационных характеристик PR1 и PR2. Продукция выпускается для интервалов рабочих температур: от минус 60°C до плюс 100°C, от минус 60°C до плюс 121°C для исполнений K1 и от минус 46°C до плюс 100°C, от минус 46°C до плюс 121°C для исполнений K2 и K3. Климатическое исполнение запорной и регулирующей арматуры—У1 и ХЛ1.

Таблица 1.1 – Требования к материалам в соответствии со стандартом API 6A

Класс материала	Минимальные требования к материалу	
	Корпуса, крышки, фланцы	Детали, контролирующие напряжение, штоки, подвески
AA – общая эксплуатация	углеродистые или низколегированные стали	
BB – общая эксплуатация	углеродистые или низколегированные стали	нержавеющие стали
CC – общая эксплуатация	нержавеющие стали	
DD – кислая среда	углеродистые или низколегированные стали	углеродистые или низколегированные стали
EE – кислая среда	углеродистые или низколегированные стали	нержавеющие стали
FF – кислая среда	нержавеющие стали	нержавеющие стали

Задвижки шиберные

Задвижка с ручным приводом с уплотнением затвора «металл-металл» предназначена для установки в фонтанную арматуру или трубопровод, применяется в качестве запорного устройства для полного закрытия (открытия) потока рабочей среды. Завод производит задвижки разных исполнений, в зависимости от:

- состава скважинной среды: КЛ, К2, К3;
- конструкции уплотнения штока: пастовое и беспастовое;
- конструкции уплотнения седла: радиальное, торцевое;
- типа присоединительного места: фланцевые и бесфланцевые;

Конструкция задвижек обеспечивает при необходимости замену уплотнения по штоку без демонтажа задвижки с фонтанной арматуры. Задвижки снабжены указателем положения шибера. (рисунок 1.1)

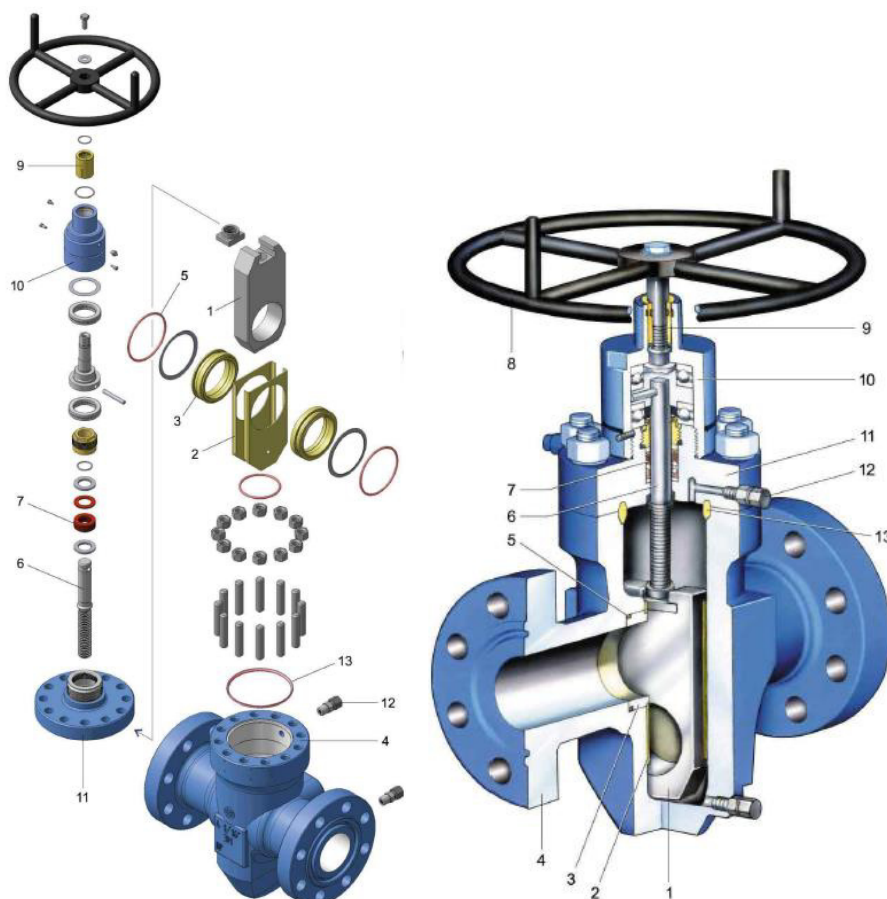


Рисунок 1.1 – Задвижка шиберная: 1 - шибер; 2 - пластина направляющая;
3 - седло; 4 - корпус; 5 - кольцо; 6 - шток; 7 - пакет уплотнений; 8 - маховик;
9 - указатель; 10 - корпус подшипников; 11 - крышка; 12 - масленка;
13 - кольцо

Особенностью конструкции задвижки шиберной с пластовым пакетом уплотнений является возможность устранения утечек по штоку путем нагнетания пасты в пакет уплотнения (рисунок 1.2).

Особенностью конструкции задвижки шиберной для давления 105 МПа является наличие уравновешенного штока, обеспечивающего снижение

крутящего момента на маховике задвижки (рисунок 1.3).

Технические характеристики задвижек приведены в таблице 1.2.

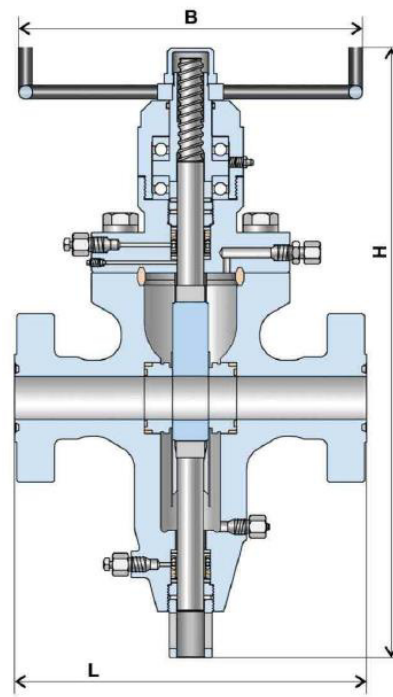
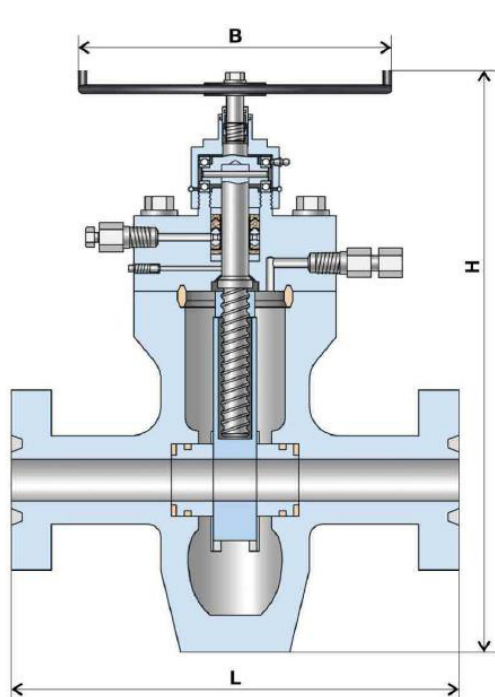


Рисунок 1.2 – Задвижка шиберная с
пластовым пакетом уплотнений

Рисунок 1.3 – Задвижка шиберная для
давления 105 МПа

Таблица 1.2 – Технические характеристики задвижек шиберных. Часть 1

Условное обозначение	Условный проход, мм (дюйм)	Рабочее давление МПа (psi)	Класс материала по API 6A	Габаритные размеры, мм			Рис.
				H	L	B	
ЗМС-65х140 К2	65 (2 9/16)	14 (2000)	DD, EE	600	333	254	1.2
ЗМС-100х140К1, К2, К3	100 (4 1/16)		AA, BB, DD EE, FF	820	435	364	1.2
ЗМС-150х140 К1	150 (7 1/16)		AA	1145	562	540	1.2
ЗМС-65х210 К1, К2	65 (2 9/16)	21 (3000)	AA, BB, DD EE,	780	423	254	1.2
ЗМС-65х210 К1, К2	65 (2 9/16)		AA, BB, DD EE,	630	350	254	
ЗМС-80х210 К1, К2, К3	80 (3 1/8)		AA, BB, DD EE, FF	750	435	414	1.2
ЗМС-100х210 К1, К2, К3	100 (4 1/16)		AA, BB, DD EE, FF	820	511	364	
ЗМС-150х210 К1	150 (7 1/16)		AA	1145	620	604	1.2
ЗМС-50х350 К1, К2, К3	50 (2 1/16)	35 (5000)	AA, BB, DD EE, FF	640	372	364	1.2
ЗМС-65х350 К1, К2, К3	65(2 9/16)		AA, BB, DD EE, FF	720	426	414	1.2
ЗМС-80х350 К1, К2, К3	80 (3 1/8)		AA, BB, DD, FF	890	473	364	1.2

ЗМС-100х350 К1	100 (4 1/16)		AA	830	549	524	
ЗМС-150х350 К1	150 (7 1/16)		AA	1145	737	644	

Продолжение таблицы 1.2

ЗМС-50х700 К1, К2, К3	50 (2 1/16)	70 (10000)	AA, BB, DD EE, FF	715	520	504	1.2
ЗМС-65х700 К1, К2, К3	65 (2 9/16)		AA, BB, DD	720	565	524	1.2
ЗМС-80х700 К1, К2, К3	80 (3 1/16)		BB, EE, FF	765	619	604	
ЗМС-100х700 К1, К2	100 (4 1/6)		AA, DD	855	670	644	1.2
ЗМС-50х1050 К1, К2, К3	50 (2 1/16)	105 (15000)	AA, BB, EE, FF	610	483	462	1.3
ЗМС-65х1050 К1	65 (2 9/6)		AA	1060	533	510	
ЗМС-80х1050 К1, К2, К3	80 (3 1/16)		AA, BB, EE, FF	1045	598	522	
ЗМС-100х1050 К1, К2, К3	80 (3 1/16)		AA, BB, EE, FF	1573	598	580	

Особенностью конструкции задвижки шиберной бесфланцевой является наличие присоединительных резьбовых элементов с резьбой НК-60 вместо фланцев (рисунок 1.4). Технические характеристики задвижек приведены в таблице 1.3.

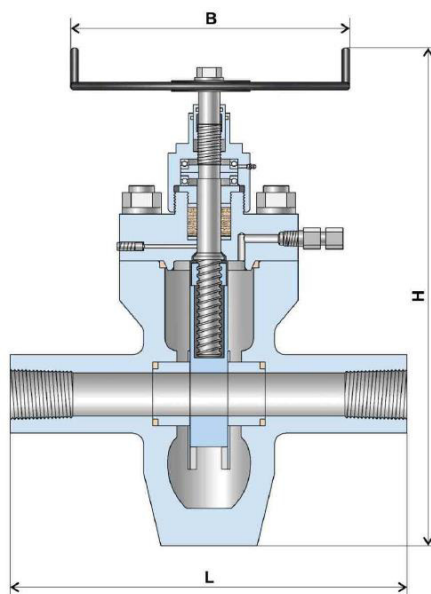


Рисунок 1.4 – Задвижки шиберные бесфланцевые

Таблица 1.3 – Технические характеристики задвижек шиберных. Часть 2

Условное обозначение	Условный проход, мм (дюйм)	Рабочее давление МПа (psi)	Класс материала по API 6A	Габаритные размеры, мм			Рис.
				H	L	B	
ЗМСБ-50х140К1, К2	50 (2 1/16)	21 (3000)	AA, EE	530	295	230	1.4
ЗМСБ-50х210 К1, К2	50 (2 1/16)		AA, DD	640	372	342	1.4
ЗМС-65х210 К1, К2	65 (2 9/16)		AA, BB, DD EE	630	350	254	
ЗМС-50х350 К1, К2, К3	50 (2 1/16)	35	AA, DD	640	372	342	1.4

Особенностью конструкции задвижки шиберной с беспластовым пакетом уплотнений из композитного материала является возможность использования задвижек в безлюдных технологиях без проведения регламентных работ по уплотнению, увеличенный срок работоспособности без смены уплотнений (рисунок 1.5).

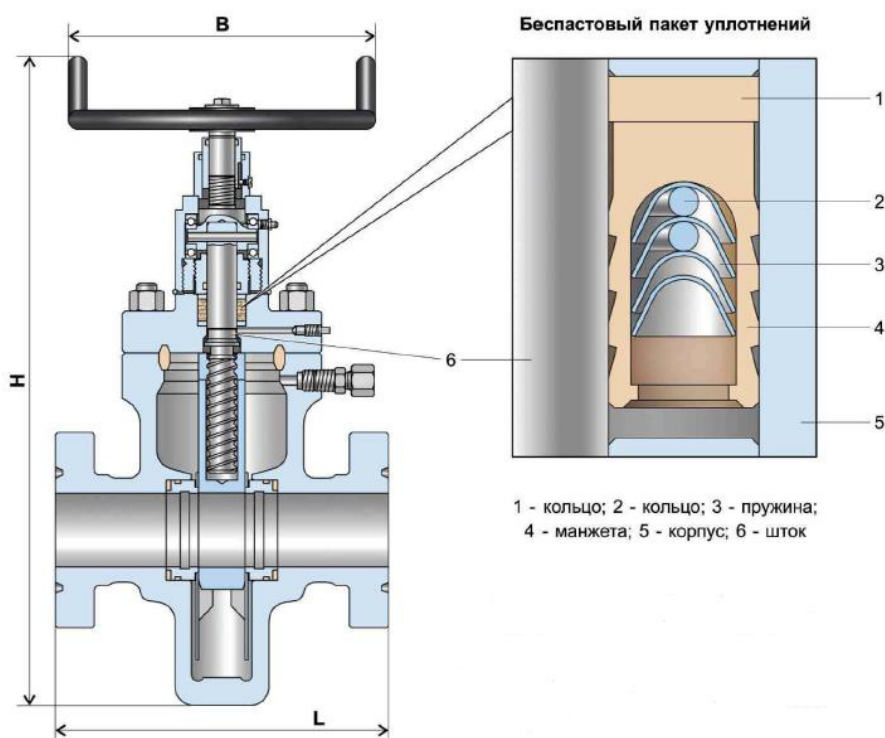


Рисунок 1.5 – Задвижки шиберные с беспластовым пакетом уплотнений из композитного материала

Задвижки с гидравлическим и пневматическим приводом

Конструкция задвижек с гидравлическим (рисунок 1.6) и пневматическим (рисунок 1.7) приводами аналогична конструкции задвижек с ручным управлением, кроме конструкции крышки, штока, наличия привода и ручного дублера.

Управление задвижкой производится гидравлическим или пневматическим приводом одностороннего действия с пружиной

автоматического закрытия, или гидравлическим приводом двухстороннего действия, обеспечивающим закрытие задвижки при падении давления среды управления в цилиндре привода. Привод имеет дублер с ручным приводом для открытия (закрытия) в аварийных условиях. Вручную задвижка управляется также, как и задвижка с ручным управлением.

Привод имеет отверстие (отверстия) с внутренней резьбой K1/2” ГОСТ 6111-52 для подвода и слива среды управления. Информация об открытом (закрытом) положении задвижки осуществляется электрическими датчиками со световой сигнализацией (дистанционно) и механическими указателями (визуально).

Задвижки пригодны для автоматизированного управления из диспетчерских пунктов.

Конструкция задвижек обеспечивает при необходимости замену уплотнения по штоку без демонтажа задвижки с фонтанной арматуры.

Среда управления:

- гидроприводом-кремнийорганическая жидкость ПМС20МО, масло всесезонное ВМГ 3;
- пневмоприводом—сухой воздух, насыщенный распыленным маслом.

Задвижки с электроприводом

Конструкция задвижек с электроприводом аналогична конструкции задвижек с ручным управлением, за исключением конструкции крышки и наличия электропривода с ручным дублером (рисунок 1.9).

Электропривод:

- ток переменный, 3-фазный, 50 Гц, 380 В;
- мощность электродвигателя, 1,5 кВт;
- крутящий момент на выходном валу, 25 кгс·м;
- степень защиты от проникновения твердых частиц и влаги IP65;
- установка в любом положении.

Ход шибера настраивается путевыми выключателями, в крайних положениях дублируется срабатыванием муфты ограничения крутящего

момента.

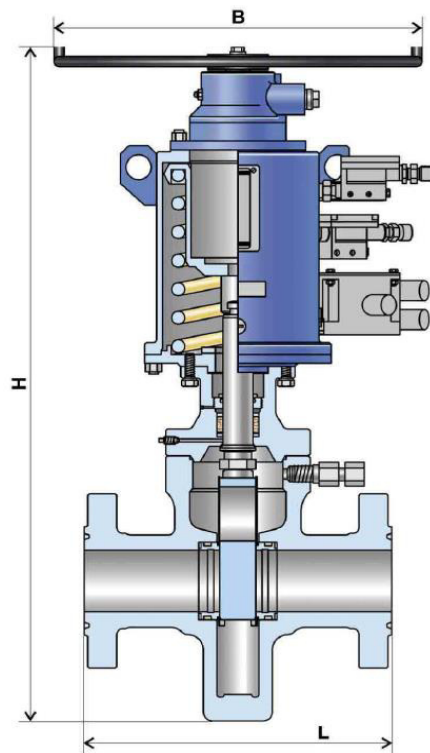


Рисунок 1.7 – Задвижка с гидравлическим приводом одностороннего действия

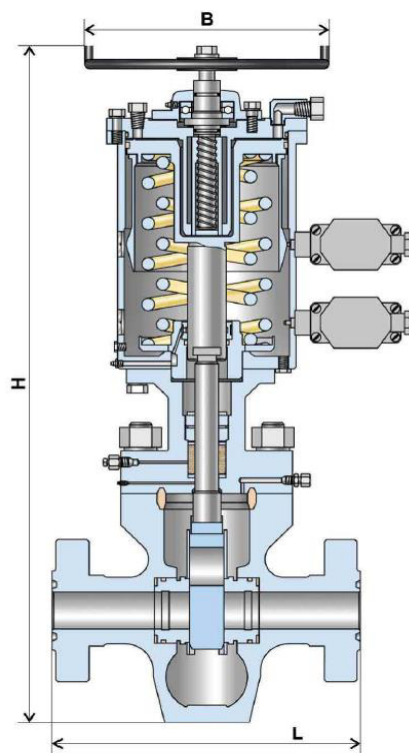


Рисунок 1.8 – Задвижка с пневматическим приводом одностороннего действия

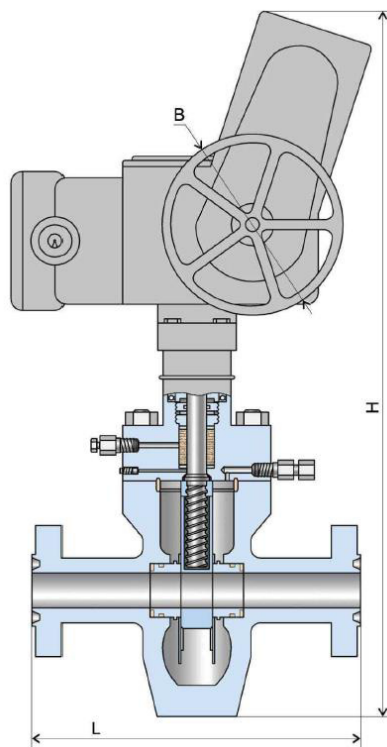


Рисунок 1.9 – Задвижка с электроприводом

Визуальное указание крайних положений шибера отражается на циферблате с помощью стрелки.

Дистанционно закрытие или открытие задвижки указывается на пульте с помощью выключателей.

Дроссели (штуцеры угловые)

Дроссели (штуцеры угловые) предназначены для плавного регулирования режима эксплуатации нефтяных, газовых и газоконденсатных скважин.

Дросселирование потока рабочей среды осуществляется изменением площади кольцевого зазора между иглой и седлом за счет поступательного перемещения иглы при вращении ручки. Для увеличения срока службы дроссельной пары: седло - игла они изготовлены с применением сплава ВК-8.

На всех дросселях имеется визуальный датчик положения иглы (рисунок 1.10).

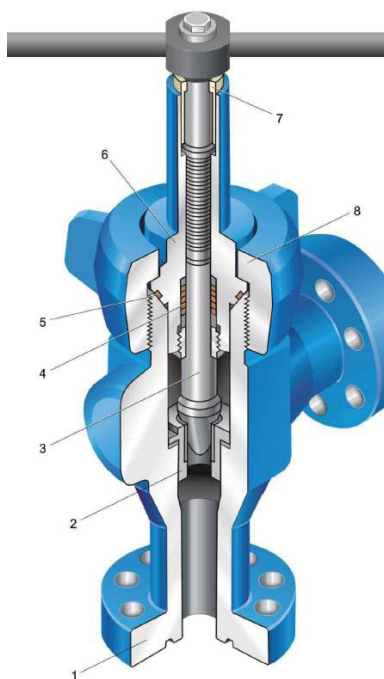


Рисунок 1.10 – Дроссель: 1– корпус; 2 – седло; 3 – игла; 4 – пакет уплотнений; 5 – кольцо уплотнительное; 6 – корпус иглы; 7 – указатель

положения; 8 – гайка

Дроссели применяются при эксплуатации нефтяных, газовых и газоконденсатных скважин с рабочим давлением 105 МПа.

Применение в конструкции упорных подшипников, а также разгруженной иглы позволяет обеспечить низкий крутящий момент на ручке и значительно снизить осевую нагрузку на резьбовую пару при высоком давлении рабочей среды.

Вопросы для самопроверки:

1. Назначение запорной и регулирующей арматуры.
2. Номенклатура запорной и регулирующей арматуры.
3. Конструкция запорной и регулирующей арматуры.
4. Принцип работы запорной и регулирующей арматуры.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [8], [5], [10],[11].

2. РАСЧЁТ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ РЕГУЛИРУЮЩИХ КЛАПАНОВ

Цель – изучить методику расчета пропускной способности регулирующих клапанов.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: назначение и принцип работы регулирующих клапанов.
- умения: уметь проводить расчет пропускной способности регулирующих клапанов.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Запорные и регулирующие клапаны – арматура, в которой запорные или регулирующие элементы перемещаются по прямой линии параллельно направлению оси потока, проходящего через проходное сечение.

Теоретическая часть

Регулирующие клапаны изготавливаются по
ТУ 3742-008-38877941-2012 Б (рисунок 2.1, таблица.2.1).

Таблица 2.1 – Технические характеристики регулирующих клапанов

Назначение	регулирование расхода, давления и/или перекрытие потока рабочей среды в магистральных и технологических трубопроводах
Тип клапана	регулирующий, запорно-регулирующий, запорный
Тип корпуса	прямоточный S-образный
DN	10... 400 мм
PN	16... 250 кгс/см ²
Рабочая среда	пар, жидкости и газы, не содержащие абразив
Температура рабочей среды	-60...+220°C
Температура окружающей среды	-60...+50°C
Климатическое исполнение	У, ХЛ, УХЛ, Т
Тип крышки	стандартная, для высоких температур, сильфонная, с индикатором герметичности
Пропускная характеристика	равнопроцентная, линейная, быстрого открытия, специальная
Направление подачи рабочей среды	одностороннее, двустороннее

Продолжение таблицы 2.1

Тип уплотнения затвора	металл-металл, металл-неметалл
Класс герметичности	IV, V, VI, A, B, C
Присоединение к трубопроводу	фланцевое, под приварку, штуцерное, муфтовое
Тип привода	пневматический мембранный, пневматический поршневой, электрический, ручной
Сейсмостойкость	СО (до 6 баллов), С (до 9 баллов)
Материалы основных деталей	
Корпус	стали 25Л, 20ГЛ, 20ГМЛ, 12Х18Н9ТЛ, 12х18Н12МЗТЛ
Показатели надёжности	
Назначенный срок службы	30 лет
Наработка на отказ	не менее 10 000 циклов

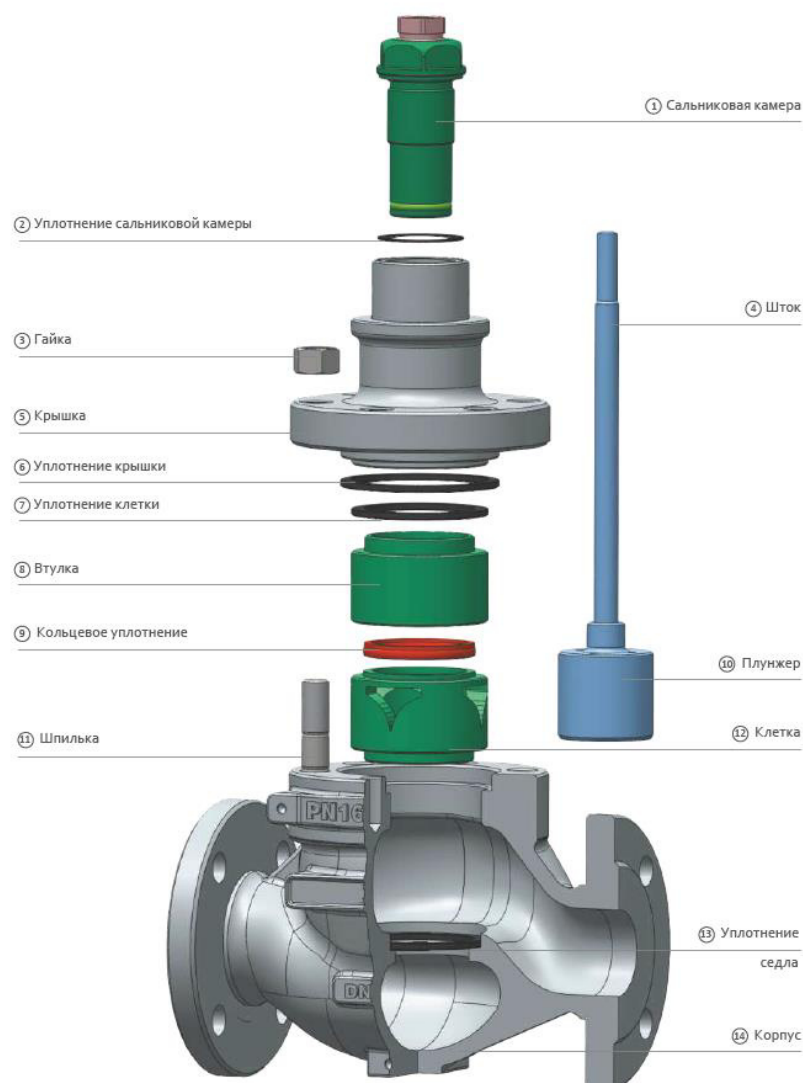


Рисунок 2.1 – Клапан регулирующий

Условные обозначения изделий:

[1] - [2] - [3] - [4][5][6][7] - [8] - [9] - [10] - [11][12]

Расшифровка условных обозначений приведена в таблице 2.2

Таблица 2.2 – Расшифровка условных обозначений

1 Тип конструкции:	
АМ328	клапан запорно-регулирующий сальниковый проходной
АМ329	клапан запорно-регулирующий сальниковый проходной
АМ330	клапан запорный сальниковый проходной
АМ331	клапан запорный сальниковый проходной
АМ332	клапан регулирующий сальниковый проходной
АМ333	клапан регулирующий сальниковый проходной
АМ334	клапан запорно-регулирующий сальниковый угловой
АМ335	клапан запорно-регулирующий сальниковый угловой
АМ336	клапан запорный сальниковый угловой
АМ337	клапан запорный сальниковый угловой
АМ338	клапан регулирующий сальниковый угловой
АМ339	клапан регулирующий сальниковый угловой
2 Номинальный (условный) диаметр, ВМ, мм:	по ГОСТ 28338
3 Номинальное (условное) давление, РМ, кгс/см:	по ГОСТ 26349
4 Тип присоединения к трубопроводу:	3 фланцевое 4 под приварку 5 штуцерное 6 муфтовое 7 ниппельное
5 Тип уплотнения затвора:	2 металл-неметалл 3 металл-металлу
6 Материал корпуса:	1 углеродистая сталь 2 нержавеющая сталь 3 хладостойкая сталь 4 молибденсодержащая сталь 5 чугун 6 цветные металлы и их сплавы 7 материал по требованию заказчика
7 Тип привода:	1 пневматический мембранный (МИМ) 2 пневматический поршневой (ПИМ) 3 электрический (ЭИМ) 4 ручной
8 Тип конструкции затвора:	1 плунжерный 2 клеточный
9 Положение затвора без управляющего сигнала:	1 нормально открытый 2 нормально закрытый 3 без изменения
10 Исполнение фланцев:	по ГОСТ 33259 по ГОСТ 9399 по требованию заказчика
11 Условная пропускная:	способность, Кву, м³/ч
12 Вид пропускной характеристики:	Л- линейная Р - равнопроцентная С—специальная

Пример расшифровки

AM332.300.40.4321.2.1-1000P: клапан регулирующий сальниковый проходной, DN 300 мм, PN 40кгс/см², присоединение к трубопроводу–под приварку, тип уплотнения в затворе – металл по металлу, материал корпуса – сталь 12X18H9ТЛ, с МИМ, тип конструкции затвора – клеточного типа, положение затвора без управляющего сигнала–нормально открытый (НО), с условной пропускной способностью 1000 м³/ч, пропускная характеристика – равнопроцентная, класс герметичности затвора - «IV» по ГОСТ 9544.

Задача

Для предварительного расчёта регулирующих клапанов используются приведенные ниже общепринятые формулы. При этом влияние соединительных фитингов не учитывается.

Расчётная пропускная способность для жидкости:

$$Kv_{max} = \Psi \cdot Q_{max} \cdot \sqrt{\frac{\gamma_n}{1000 \cdot \Delta P}}, \quad (2.1)$$

где Q_{max} – объёмный расход жидкости, м³/час;

γ_n – плотность жидкости, кг/м³;

ΔP – минимальный перепад давления на клапане при максимальном расходе, бар;

Ψ – коэффициент, учитывающий влияние вязкости жидкости.

Определение поправочного коэффициента на влияние вязкости жидкости.

Для выбранного клапана определяется число Рейнольдса по формуле:

$$Re = 3530 \cdot \frac{Q_{max}}{v \cdot DN} \text{ или } Re = 3600 \cdot \frac{Q_{max}}{\mu \cdot DN} \cdot \gamma_n, \quad (2.2)$$

где v – коэффициент кинематической вязкости жидкости, см²/сек;

μ – коэффициент динамической вязкости жидкости, кгс·сек/м²

В зависимости от полученного значения Re по графику (рисунок 2.2) находим величину поправочного коэффициента на влияние вязкости жидкости.

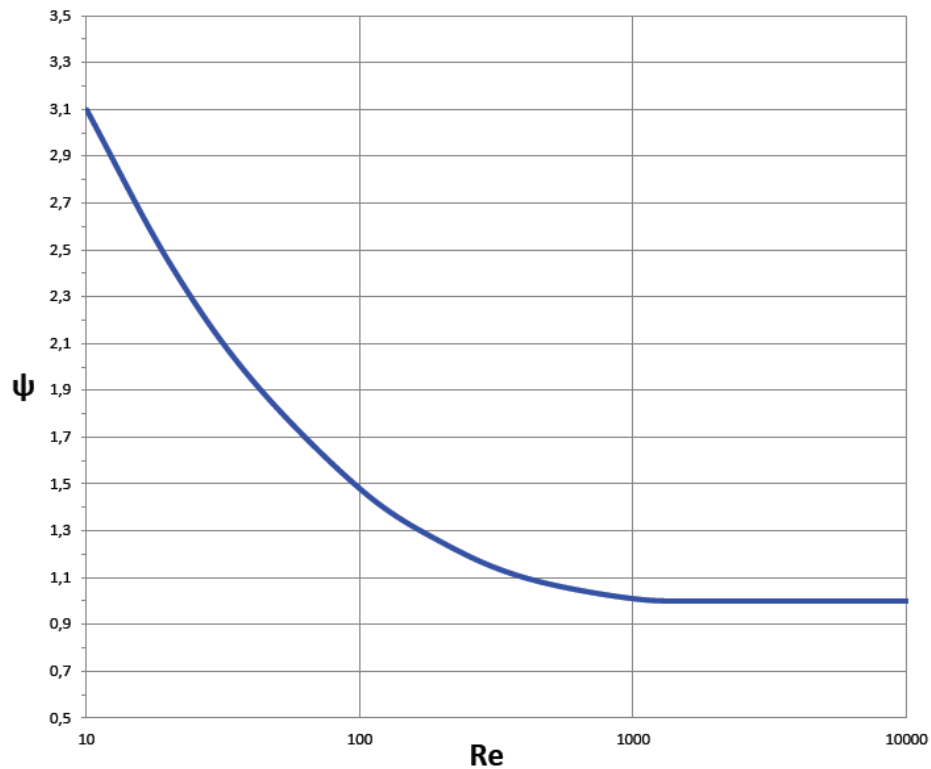


Рисунок 2.2 – Определение величины поправочного коэффициента на влияние вязкости жидкости

Для несжимаемой жидкости падение и восстановление давления может сопровождаться явлениями вскипания и кавитации.

Этот процесс характеризуется коэффициентом начала кавитации K_c , определяющим перепад давления начала кавитации:

$$K_c = \frac{\Delta P_{\text{кав}}}{P_1 - P_{\text{нп}}}, \quad (2.3)$$

где $P_{\text{нп}}$ – давление насыщенных паров жидкости при данной температуре.

Для бескавитационного режима работы арматуры необходимо, чтобы перепад давления на ней не превышал величины $\Delta P_{\text{кав}}$.

При подборе арматуры допустимо принимать величину коэффициента начала кавитации 0,6—для плунжерных, 0,65—для клеточных клапанов.

Если работа клапана предполагает перепады давления больше $\Delta P_{\text{кав}}$, то для обеспечения бескавитационного режима необходимо ступенчатое понижение давления.

Расчётная пропускная способность для газа:

- докритический режим течения:

$$Kv_{\max} = \frac{Q_{\max}}{535} \cdot \sqrt{\frac{\gamma_n \cdot T_1}{\Delta P \cdot P_2}} \text{ при } \frac{P_2}{P_1} \geq 0,5, \quad (2.4)$$

- критический режим течения:

$$Kv_{\max} = \frac{Q_{\max}}{268 \cdot P_1} \cdot \sqrt{\gamma_n \cdot T_1} \text{ при } \frac{P_2}{P_1} < 0,5, \quad (2.5)$$

где $Q_{\max}$ — максимальный объёмный расход газа при нормальных условиях, $\text{нм}^3/\text{час}$;

γ_n — плотность газа при нормальных условиях, $\text{кг}/\text{нм}^3$;

P_1, P_2 — абсолютное давление на входе и выходе клапана при максимальном расходе, бар;

T_1 — максимальная температура среды до клапана при максимальном расходе, К;

Расчётная пропускная способность для пара.

- докритический режим течения:

$$Kv_{\max} = \frac{G}{33} \cdot \sqrt{\frac{1}{\rho_2 \cdot \Delta P}} \text{ при } \frac{P_2}{P_1} \geq 0,5, \quad (2.6)$$

- критический режим течения:

$$Kv_{max} = \frac{G}{23,4} \cdot \sqrt{\frac{1}{\rho_1 \cdot P_1}} \text{ при } \frac{P_2}{P_1} < 0,5, \quad (2.7)$$

где G – максимальный массовый расход пара

ρ_1, ρ_2 – плотность пара при условиях входа и выхода, кг/м³

P_1, P_2 – абсолютное давление на входе и выходе клапана при максимальном расходе, бар

По результатам определения расчетной пропускной способности выбирается клапан с условной пропускной способностью не менее $K_{vy} = \eta \cdot Kv_{max}$, где η – коэффициент запаса, принимаемый не менее 1,2 (таблица 2.3).

Таблица 2.3 – Расчётные значения K_v и ход штока S-образных регулирующих клапанов

Номинальный диаметр клапана, мм	Ход штока, мм	$K_v, \text{ м}^3/\text{час}$					
		Плунжер			Клетка		
		Линейная	Равнопроцентная	диаметр седла, мм	Линейная	Равнопроцентная	диаметр седла
10	10	0,1	0,1	3	-	-	-
		0,16	0,16	3			
		0,25	0,25	4			
		0,4	0,4	5			
		0,63	0,63	6			
		1	1	7,5			
		1,6	1,6	10			
15	10	0,1	0,1	3	-	-	-
		0,16	0,16	3			
		0,25	0,25	4			
	15	0,4	0,4	5	-	-	-
		0,63	0,63	6			
		1	1	7,5			
		1,6	1,6	10			
		2,5	2,5	12			
		4	4	15			
20	20	1,6	1,6	10	-	-	-
		2,5	2,5	12			
		4	4	15			
		6,3	6,3	18			
25	20	2,5	2,5	12	-	-	-
		4	4	15			
		6,3	6,3	18			
		10	10	23			

Продолжение таблицы 2.3

32	20	6,3 10 16	6,3 10 16	18 23 30	-	-	-
40	20	10 16 25	10 16 25	23 30 37	-	-	-
50	20	16 25 40	16 25 40	30 37 45	16 25 40	16 25 40	45
65	30	25 40 63	25 40 63	37 45 60	25 40 63	25 40 63	60
80	30	40 63 100	40 63 100	45 60 75	40 63 100	40 63 80	75
100	30	63 100 160	63 100 160	60 75 95	63 100 160	63 100 130	95
125	60	100 160 250	100 160 250	75 95 120	100 160 250	100 160 200	120
150	60	160 250 400	160 250 400	95 120 145	160 250 400	160 250 320	145
200	100	250 400 630	250 400 630	120 145 195	250 400 630	250 400 500	195
250	100	400 630 1000	400 630 1000	145 195 240	400 630 1000	400 630 800	240
300	100	630 1000 1600	630 1000 1600	195 240 290	630 1000 1600	630 1000 1300	290
350	150	1000 1600 2000	1000 1600 2000	240 290 340	1000 1600 2000	1000 1600 1800	340
00	150	1600 2000 2600	1600 2000 2600	290 340 390	1600 2000 2600	1600 2000 2200	390

Вопросы для самопроверки:

1. Назначение регулирующих клапанов.
2. Принцип работы регулирующих клапанов.
3. Пропускная способность регулирующих клапанов.
4. Алгоритм расчета пропускной способности регулирующих клапанов.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [8], [5], [10],[11].

3. РАСЧЕТ ГАЗОСЕПАРАТОРА

Цель – изучить методику расчета газосепаратора.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: назначение и принцип работы газосепаратора;
- умения: уметь проводить расчет газосепаратора.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Газосепаратор – устройство, предназначение которого заключается в окончательной очистке газа, природного или попутного нефтяным продуктам, от всех посторонних жидкостей и конденсата. Используются такие приборы в промышленных установках, подготавливающих газ к транспортировке, а также на предприятиях, занимающихся газопереработкой и нефтепереработкой.

Теоретическая часть

Для отделения от природного газа влаги, конденсата и частиц породы применяют различные сепараторы, которые можно подразделить по принципу их работы на следующие типы:

1. Гравитационные, в которых главную роль при отделении примесей играет сила тяжести;
2. Основанные на использовании сил инерции;
3. Сепараторы с насадками, в которых используются силы адгезии;
4. Смешанного типа, основанные на одновременном использовании сил инерции, тяжести и адгезии.

Наряду с механическими применяют гидравлические способы очистки газа, в которых частицы отделяются при пропускании газа через различные масла.

Наибольший интерес представляют комбинированные способы, основанные на сочетании различных принципов работы аппаратов. При этом степень очистки газа достигает 97 %.

Теория сепарации еще не разработана до такой степени, чтобы можно было определить эффективность работы сепараторов для конкретных промышленных условий. Поэтому расчет сепараторов обычно проводят для несколько упрощенных случаев. При этом следует учитывать, что жидкость в вертикальном и горизонтальном потоках движется в основном по стенкам труб. Если скорость газа значительна на поворотах труб, а также при входе в сепаратор, то часть жидкости, отрываясь от стенок, переходит в капельно-распыленное состояние. В последующем из капель на стенках труб снова может образоваться пленка. При движении газа с жидкостью в сепараторах объем капельной жидкости также существенно меняется из-за многочисленных изменений направления, а также наличия сужений и расширений газовой струи. Кроме того, необходимо учитывать неравномерность подачи жидкости в сепаратор при определенных структурах движения газожидкостных смесей по стволу скважины и в шлейфах.

Задача

Исходные данные:

Поступает $G_T = 301,54$ кг/ч, $G_{ндэг} = 7043,4$ кг/ч, $G_B = 22,04$ кг/ч.

Температура НДЭГа после выхода из абсорбера $t = 45^\circ\text{C}$.

Давление в аппарате $\pi = 0,42$ МПа.

Вес ДЭГа = 106,12, молекулярная масса газа $M = 23$.

Решение:

Определяем допустимую скорость движения газового потока в свободном сечении аппарата. Секундный объём газа по формуле:

$$V_{\text{ж}} = \frac{G_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{3,64}{1000} = 0,00364 \text{ м}^3/\text{сек}, \quad (3.1)$$

Плотность газа:

$$\rho_{\text{г}} = \frac{G_{\text{г}}}{V_{\text{г}}} = \frac{3,64}{7,36} = 0,493 \text{ кг/м}^3, \quad (3.2)$$

Допустимая скорость движения газового потока по формуле:

$$u_{\text{доп}} = \sqrt{\frac{10}{\rho_{\text{г}}}} = \sqrt{\frac{10}{0,493}} = 4,49 \text{ м/сек}, \quad (3.3)$$

Необходимое свободное сечение при условии, что газ не уносит капелек ДЭГа:

$$F = \frac{V_{\text{г}}}{u_{\text{г}}} = \frac{0,226}{0,566} = 0,4 \text{ м}^2, \quad (3.4)$$

Необходимый диаметр аппарата (по допустимой скорости):

$$F = \frac{\pi \times D^2}{4} = 0,4 \quad 0,785 \times D^2 = 0,4 \quad D = \sqrt{\frac{0,4}{0,785}} = 0,7 \text{ м}, \quad (3.5)$$

Допустимую скорость жидкого потока для обеспечения разделения ДЭГа и воды принимают равной 0,004 м/сек. Секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, составляет:

$$V_{\text{ж}} = \frac{G_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{4,29}{1000} = 0,00429 \text{ м}^3/\text{сек}, \quad (3.6)$$

Необходимое свободное сечение аппарата в наиболее узком месте (при наличии внутренней перегородки) равно:

$$F_1 = \frac{V_c}{u} = \frac{0,011}{0,004} = 2,75 \text{ м}^2, \quad (3.7)$$

Принимают, что перегородка расположена на расстоянии $0,5 R$, тогда:

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{2,533}} = \sqrt{\frac{2,75}{2,533}} = 1 \text{ м}, \quad (3.8)$$

Для обеспечения отстаивания воды диаметр должен быть равен $2R = 2 \text{ м}$. Видно, что диаметр, определенный по жидкостной нагрузке, больше диаметра, определенного по газовому потоку. Выбирают $D = 2 \text{ м}$.

Определяем высоту. Задаемся временем отстоя $\tau = 20 \text{ мин}$.

Принимают $h_1 \approx 0,7 H_{от}$, тогда диаметр можно определить из равенства:



$$D = 12,000 \text{ м}, \quad (3.9)$$

Высота h_4 , обеспечивающая нормальную работу регулятора уровня, может быть принята равной $0,4 \text{ м}$. Ввод продуктов в аппарат делают несколько выше уровня жидкости. Принимают $h_5 = 0,4 \text{ м}$. Для предотвращения переброса вводимого в аппарат продукта через перегородку её срез делают выше штуцера. Принимают $h_6 = 0,6 \text{ м}$. Для нормальной работы аппарата необходимо иметь $h_7 = 0,5 \text{ м}$, но при временном выходе из строя регулирующих клапанов возможен подъём уровня жидкости, поэтому высоту h_7 надо рассчитать на подъём уровня жидкости в течение времени τ (в мин), т.е. :

$$H_{\text{от}} + H_{\text{с}} + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = 0,5 + 0,834 + 0,5 + 0,3 + 0,7 + 0,4 + 0,4 + 0,6 + 3,71 + 0,6 + 0,5 = 9,04 \text{ м}, \quad (3.10)$$

Принимают $h_8 = 0,6 \text{ м}$, $h_9 = 0,5 \text{ м}$.

Общая высота аппарата:

$$H = H_{\text{в}} + H_{\text{от}} + H_{\text{с}} + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = 0,5 + 0,834 + 0,5 + 0,3 + 0,7 + 0,4 + 0,4 + 0,6 + 3,71 + 0,6 + 0,5 = 9,04 \text{ м} \quad (3.11)$$

Вопросы для самопроверки:

1. Процесс сепарации газа.
2. Методика расчета газосепаратора.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [8], [7], [10], [9].

4. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА УДАЛЕНИЯ КАПЕЛЬНОЙ ЖИДКОСТИ ИЗ ГАЗА

Цель – изучить методику расчета процесса удаления капельной жидкости из газа.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: процесс удаления капельной жидкости из газа.
- умения: уметь проводить расчет процесса удаления капельной жидкости из газа.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара.

Присутствие в газе влаги нежелательно для процесса его транспортировки, поскольку влага может выпадать в чистом виде или в виде гидратов с углеводами, приводя к осложнениям в работе систем транспортного устройства. Нежелательна влага в газе, если дальнейшая его переработка ведется при низких температурах. При этом точка росы должна быть ниже температур технологической переработки газа. Достигаемая точка росы газа зависит от способов его осушки – прямым охлаждением, абсорбцией, адсорбцией или комбинированием этих способов.

Теоретическая часть

В общем случае сила, действующая на частицу в стационарном потоке газа, может быть выражена зависимостью:

$$P = G - R \cos \alpha, \quad (4.1)$$

где G – вес частицы, Н;

R – сила сопротивления, Н;

α – угол между направлениями R и G.

Сила тяжести всегда направлена вниз. Сила сопротивления в зависимости от направления потока газа может иметь различные направления. В случае вертикального потока в зависимости от того, будет ли струя направлена вверх или вниз, $\cos \alpha = \pm 1$. При осаждении частиц важно знать скорость частицы относительно стенок сепараторов, так как этим определяется эффективность отделения. Частицы будут уноситься потоком газа, если скорость частиц w будет меньше скорости потока v . При этом частицы будут двигаться вверх со скоростью $w_{\text{ч}} = v - w$. Если $w = v$, то $w_{\text{ч}} = 0$, т.е. частицы находятся в газовом потоке во взвешенном состоянии. Выпадение частиц происходит, когда $w > v$. Скорость движения частиц в сепараторах определяют по формуле Стокса:

$$w = \frac{d^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}})g}{18\mu}, \quad (4.2)$$

где w – относительная скорость движения частицы, м/с;

d – диаметр частицы, м;

$\rho_{\text{ч}}$ – плотность частицы, кг/м³;

$\rho_{\text{г}}$ – плотность газа при рассматриваемых давлениях p и температуре T , кг/м³;

μ – абсолютная вязкость газа при тех же условиях, Па·с;

g – ускорение свободного падения ($g = 9,8 \text{ м/с}^2$).

Для частиц размером более 0,8 мм скорость осаждения согласно формуле Ньютона:

$$W = 1,74 \sqrt{\frac{d(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}})g}{\rho_{\text{г}}}}. \quad (4.3)$$

Приведенные формулы справедливы для установившейся скорости движения частиц. На практике при входе газа в сепаратор скорость газа и частиц меняется. За время пребывания в сепараторе скорость осаждения частиц не достигает постоянного значения. Это следует учитывать при расчетах сепараторов (рисунок 4.1).

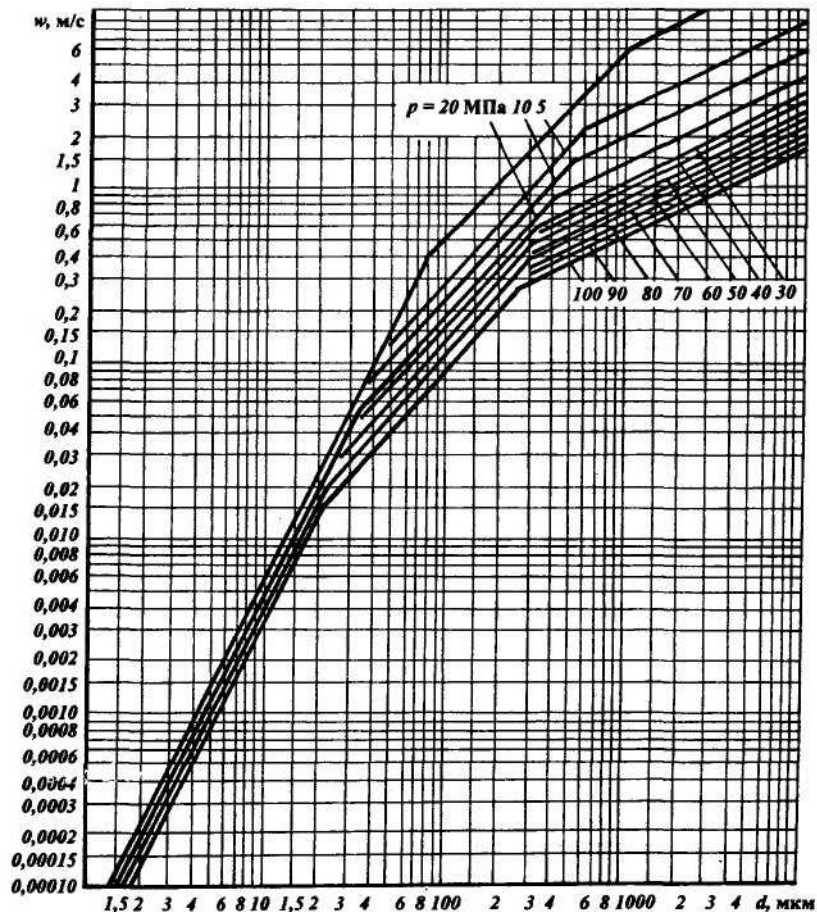


Рисунок 4.1 – Зависимость скорости осаждения w от диаметра капель воды при разных давлениях

При конфигурации частицы, отличающейся от шара, в расчетах принимается эффективный диаметр частиц.

Технологический расчет инерционных сепараторов

При расчете сепараторов с учетом только массы осаждающихся частиц размеры аппаратов получают значительными, что обуславливает большой

расход металла. Из инерционных сепараторов чаще применяют те, принцип действия которых основан на использовании центробежных сил. Такие сепараторы называют циклонными (рисунок 4.2). Газ, тангенциально поступающий через входной патрубок, в сепараторе приобретает вращательное движение и направляется вниз по винтовой линии к вершине конуса. Жидкость со стенки циклона (устройство для отделения частиц от газа) стекает вниз. При выводе расчетных формул обычно принимают, что частицы газа вращаются с одинаковой угловой скоростью аналогично вращению твердого тела. Вращательное движение газа характеризуется тем, что в центральной части сепаратора статическое давление минимально.

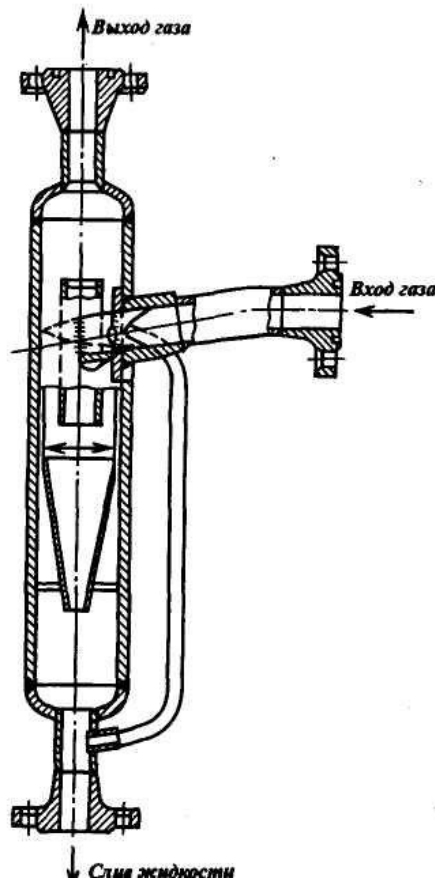


Рисунок 4.2 – Циклонный сепаратор

Чем выше скорость, тем больше разность давлений в этой части, а также на периферии. Газ и частицы, поступая в сепаратор, сохраняют

первоначальное направление, прижимаются к стенкам цилиндра и закручиваются в нисходящую спираль. По достижении вершины конуса вращающиеся слои газа поворачиваются к оси сепаратора, меняя направление, и начинают двигаться к выходной трубе в виде вертикального восходящего вихря. Частицы примесей, двигаясь по стенкам сепаратора, достигают отстойника, в котором осаждаются. Рост скорости газа приводит к увеличению разряжения в центральной части циклонного сепаратора и появлению силы, тянущей осевшую пленку к выходной трубе. Таким образом, в подобных сепараторах, кроме вращательного, происходит движение, направленное вдоль его оси. Причем продольное движение у стенок цилиндра и конуса направлено вниз, а в центральной части – вверх.

Теория расчетов циклонных сепараторов основана на предположении, что центробежная сила, действующая на частицу, равна силе сопротивления, которое оказывает газ, препятствуя ее движению в радиальном направлении. Скорость движения частиц в циклоне w , в зависимости от размера их по аналогии с действием силы тяжести можно определить по следующим приближенным формулам:

- для мелких частиц:

$$w_{\text{ч}} = \frac{d^2 \rho_{\text{ч}} w^2 r}{1/8 \mu g}; \quad (4.4)$$

- для средних частиц:

$$w_{\text{ч}} = \frac{0,408 d^{1,14} \rho_{\text{ч}}^{0,71} g^{0,29}}{\mu^{0,43} \rho_{\text{г}}^{0,29}} (w^2 r)^{0,71}; \quad (4.5)$$

- для крупных частиц:

$$w = 1,74 \sqrt{\frac{d\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}}} w^2 r. \quad (4.6)$$

Здесь r – расстояние в радиальном направлении от оси циклонного сепаратора до частицы, м; w – угловая скорость газа, с^{-1} ; остальные обозначения те же, что и в формуле (4.1).

Из формулы (4.5) следует, что скорость движения частиц в циклонном сепараторе зависит не только от его диаметра и состояния среды, но и от конструкции и размеров самого сепаратора. В этом состоит главное отличие центробежной сепарации от гравитационной.

При отделении жидкости в циклонных сепараторах не следует допускать больших скоростей движения газа, при которых происходит дробление жидкости на мелкие капли и ее вынос. Для каждого циклона имеется своя оптимальная скорость сепарации.

На практике гидравлический расчет циклонного сепаратора сводится к определению его диаметра. Остальные размеры конструктивно зависят от этого диаметра.

Диаметр определяют по формуле:

$$D = 0,0122 \sqrt[4]{\frac{Q^2 \rho T z p_{\text{ст}}}{(p_1 - p_2) p_{\text{ст}} T_{\text{ст}}}}, \quad (4.7)$$

где Q – дебит газа при стандартных условиях, тыс. $\text{м}^3/\text{сут}$;

ρ – плотность газа при стандартных условиях, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$(p_1 - p_2)$ – потери давления в сепараторе, МПа;

$p_{\text{ср}}$ – абсолютное среднее давление, МПа;

T – температура газа в сепараторе, К;

z – коэффициент сверхсжимаемости, определяемый при $p_{\text{ср}}$ и $T_{\text{ср}}$ в сепараторе; $p_{\text{ст}} = 0,1013$ МПа; $T_{\text{ст}} = 293$ К.

Сепараторы с насадками

Основной элемент этого вида сепаратора – насадка. На практике широко распространены жалюзийные насадки, конструктивно представляющие собой набор пластин различной конфигурации.

Частицы жидкости, содержащиеся в потоке газа, набегавшем на пластины, ударяются о них и прилипают. По мере накопления на пластинах жидкость стекает в нижнюю часть сепаратора, откуда периодически удаляется через специальные патрубки.

Насадка, с одной стороны, не должна создавать больших гидравлических сопротивлений потоку, а с другой – иметь достаточно развитую поверхность для улучшения условий отделения жидкости от газа.

Технологический расчет такого сепаратора сводится к определению скорости набегания потока газа на жалюзи, при которой частицы жидкости интенсивно прилипают к пластинам, но при этом не происходит срыва и дробления капель жидкости, осевшей в насадке.

Задача

Гидравлический расчет газовых сепараторов сводится к расчету к выбору размера аппарата в зависимости от расходов газ.

В основу расчета сепараторов гравитационного типа положен принцип выбора допустимой скорости газа, при которой осаждаются частички заданного размера.

Исходные данные для расчета приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Исходные данные для расчета сепаратора

№	Величина, размерность	Значение
1	Производительность сепаратора – $Q_{\text{г}}$, м ³ /сут	48000
2	Рабочее давление - p , кгс/см ²	55
3	Рабочая температура - T , К	273
4	Коэффициент сжимаемости газа - Z	0,85

Расчетная формула производительности сепаратора имеет вид:

$$Q_{\Gamma} = 86400 \cdot D^2 \cdot V_{\Gamma} \frac{p \cdot T_0}{p_{атм} \cdot T \cdot z}, \quad (4.8)$$

где Q_{Γ} – производительность сепаратора, м³сут;

$p_{атм}$ – атмосферное давление, 10⁵ Па;

T_0 – нормальная температура, К;

Z – коэффициент сжимаемости газа;

V_{Γ} – допустимая скорость газа, м/с;

D – диаметр аппарата, м;

p – рабочее давление, Па;

T – рабочая температура, К.

Практика эксплуатации гравитационных сепараторов показала, что при давлении 6,0 МПа оптимальная скорость движения газа в свободном сечении сепаратора не должна превышать 0,1 м/с. Допустимую скорость движения газа в сепараторе рассчитываем по формуле:

$$V_{\Gamma} = V_{\text{ОПТ}} \cdot \sqrt{\frac{p_1}{p_2}}, \quad (4.9)$$

где $V_{\text{ОПТ}}$ – оптимальная скорость газа, при давлении $p_1 = 6,0$ МПа равна 0,1 м/с;

p_2 – давление в сепараторе, МПа.

Формула расчета диаметра сепаратора имеет вид:

$$D = \sqrt{\frac{p \cdot T_0 \cdot 86400 \cdot V_{\Gamma} \cdot Q_{\Gamma}}{p_{атм} \cdot T \cdot z}}, \quad (4.10)$$

Расчет:

$$V_{\Gamma} = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{6}{5,5}} = 0,104 \text{ м/с}; \quad (4.11)$$

$$D = \sqrt{\frac{55 \cdot 273 \cdot 86400 \cdot 0,104 \cdot 2000}{10^5 \cdot 277 \cdot 0,85}} = 107,054 \text{ мм} \quad (4.12)$$

Для выполнения процесса удаления капельной жидкости из газа необходим сепаратор с диаметром прохода 100 мм. Из каталога газового оборудования выбираем сепаратор ФС100-80М 000 (ФС100-100М 000) производства ООО «Газоснабжение», технические характеристики которого приведены в таблице 4.2.

Таблица 4.2 – Технические характеристики фильтра-сепаратора ФС-100

№	Параметры	Значение
1	2	3
1	Рабочее давление МПа (кгс/с ²)	8 (80)
2	Расчетное давление МПа (кгс/с ²)	8 (80)
3	Пробное давление МПа (кгс/с ²)	10 (100)
4	Расчетная температура стенки, °С	30
5	Допустимая температура min, °С	минус 20
6	Диаметр прохода, мм	80
7	Размер улавливаемых частиц, мкм	10
8	Масса, кг	85
9	Степень осушки газа, не менее %	90
10	Срок службы аппарата, лет	10
11	Состав рабочей среды	природный газ

Вопросы для самопроверки:

1. Процесс удаления капельной жидкости из газа.
2. Оборудование, используемое при удалении капельной жидкости из газа.
3. Алгоритм расчета процесса удаления капельной жидкости из газа.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [2], [3], [4], [6].

5. РАСЧЁТ ТОЛЩИНЫ ОБЕЧАЙКИ И ДНИЩА СОСУДА

Цель – изучить методику расчета толщины обечайки и днища сосуда.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: методика расчёта толщины обечайки и днища сосуда.
- умения: уметь проводить расчет толщины обечайки и днища сосуда.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Современное промышленное предприятие – это сложный комплекс машин и оборудования, в который входят сосуды и аппараты, предназначенные для проведения технологических процессов, и емкостное оборудование для хранения жидкостей, газов и т.п. Рациональная конструкция машины и аппарата должна удовлетворять производственным, конструктивным и техникоэкономическим требованиям, а также технике безопасности. Удовлетворить всем этим требованиям в максимальной степени не всегда возможно, поэтому задача заключается в том, чтобы создать наиболее приемлемую конструкцию, которая в максимальной мере отвечала бы техническим условиям.

Теоретическая часть

Анализ результатов экспертного диагностирования определяет следующие параметры и условия эксплуатации, а именно:

- конструктивные параметры, материалы, условия эксплуатации сосуда соответствуют проектной и нормативной документации. Фактические параметры нагружения ($P_{\text{раб}}$, $P_{\text{доп}}$) не превышают параметров, указанных в проектной документации;

- на внутренней и внешней поверхности корпуса сосуда недопустимых дефектов не обнаружено;

- при контроле толщины элементов сосуда методом ультразвуковой толщинометрии выявлено, что фактическая (на момент обследования) толщина элементов корпуса сосуда соответствует требованиям нормативной и проектной документации, так как выполняется условие:

$$S_{\phi} > S(S_1) - c \quad (5.1)$$

где S_{ϕ} – фактическое минимальное значение толщины стенки, мм;

$S(S_1)$ – номинальная толщина стенки корпуса по расчету, мм;

c – прибавка к толщине стенки для компенсации коррозии, мм.

При контроле сварных соединений методом ультразвуковой дефектоскопии недопустимых дефектов не обнаружено. Проверочный расчет на прочность показал, что сосуд имеет запас прочности по толщине.

Задача

Расчёт на прочность основных элементов от действия внутреннего давления согласно ГОСТ Р 52857.2-2007, СТО Газпром 2-2.3-491-2010, приведённых в таблицах 5.1, 5.2.

Таблица 5.1 – Расчёт обечайки

Исходные данные			
расчетное давление	P_p	МПа	4,5
расчетная температура	T	гр.С	30,0
марка материала	-		16ГС
допускаемое напряжение для материала при расч. температ.	$[\sigma]_t$	МПа	177,0
коэффициент прочности сварного шва	ϕ	-	1,00
прибавка к толщине	C	мм	0,0
толщина (минимальная по результатам УЗТ)	$S_{\text{факт}}$	мм	20,4
внутренний диаметр	D	мм	1600,0
Результаты расчёта			
промежуточный результат	$(S-C)/D$		0,006
условие применения формул	$(SC)/D \geq 0,1$	-	выполняется
допускаемое давление	$[P]$	МПа	4,0
условие прочности	$[p] \geq P_p$	МПа	выполняется
допускаемая толщина стенки (не менее)	S_p	мм	0,1
условие прочности	$S_{\text{факт}} \geq S_p$	мм	выполняется

Расчетные формулы для обечаек при $D > 200$ мм, применимы при следующем отношении толщины стенки к диаметру:

$$\frac{S-c}{D} \leq 0,1, \quad (5.2)$$

Допускаемое внутреннее избыточное давление для гладкой цилиндрической обечайки, нагруженной внутренним избыточным давлением, следует рассчитывать по формуле:

$$[P] = \frac{2[\sigma]\phi p(s-c)}{D+(s-c)} = \frac{2 \cdot 177 \cdot 1 \cdot (20,4-0)}{1600+(20,4-0)} = 23,4 \text{ МПа}, \quad (5.3)$$

Таблица 5.2 – Расчёт днища

Исходные данные			
расчетное давление	P _p	МПа	4,5
расчетная температура	T	гр.С	30,0
марка материала	-		09Г2С
допускаемое напряжение для материала при расч.температуре	[σ] _t	МПа	177,0
коэффициент прочности сварного шва	φ	-	1,00
прибавка к толщине	C	мм	0,0
толщина (минимальная по результатам УЗТ)	S _{факт}	мм	22,4
высота выпуклой части без учета цилиндрической	H	мм	250,0
внутренний диаметр	D	мм	2400,0
Результаты расчёта			
промежуточный результат	(S-C)/D		0,009
условие применения формул	$0,002 \leq (S-C)/D \leq 0,1$	-	выполняется
промежуточный результат	H/D	-	0,250
радиус кривизны в вершине днища	R	мм	1000,0
допускаемое давление	[P]	МПа	4,0
условие прочности	[p] ≥ P _p	МПа	выполняется
допускаемая толщина стенки (не менее)	S _p	мм	0,1
условие прочности	S факт ≥ S _p	мм	выполняется

Допускаемую толщину стенки для гладкой цилиндрической обечайки, нагруженной внутренним избыточным давлением, следует рассчитывать по формуле:

$$S_p = \frac{pD}{2[\sigma]\phi p - p} = \frac{4,5 \cdot 1,600}{2 \cdot 177 \cdot 1 - 4,5} = 0,03 \text{ мм}, \quad (5.4)$$

Расчетные формулы для эллиптических днищ применимы при выполнении условий:

$$0,002 \leq \frac{S1-C}{D} \leq 0,1; \quad 0,2 \leq \frac{H}{D} \leq 0,5, \quad (5.5)$$

Допускаемое внутреннее избыточное давление для эллиптического днища, нагруженного внутренним избыточным давлением, следует рассчитывать по формуле:

$$[P] = \frac{2(S1-C)\varphi[\sigma]}{R+0.5(S1-C)} = \frac{2*(22.4-0)*1*177}{2400+0.5*(22.4-0)} = 32,8 \text{ Мпа}, \quad (5.6)$$

Радиус кривизны в вершине днища равен:

$$R = \frac{D^2}{4H}, \quad (5.7)$$

где $R = D$ - для эллиптических днищ $H = 0,25 D$

Допускаемую толщину стенки для эллиптического днища, нагруженного внутренним избыточным давлением, следует рассчитывать по формуле:

$$S_p = \frac{pD}{2\varphi[\sigma]-0,5p} = \frac{4.5*1600}{2*1*177-0.5*4.5} = 20,46 \text{ мм}, \quad (5.8)$$

Расчет на статическую прочность подтвердил возможность эксплуатации сосуда при фактических измеренных значениях толщины.

Вопросы для самопроверки:

1. Цель расчета толщины обечайки и днища сосуда.
2. Методика расчета толщины обечайки сосуда
3. Методика расчета днища сосуда

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [1], [2], [6], [9], [13].

6. РАСЧЁТ ОСТАТОЧНОГО РЕСУРСА СОСУДА

Цель – изучить методику расчета остаточного ресурса сосуда.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: методика расчета остаточного ресурса сосуда.
- умения: проводить расчет остаточного ресурса сосуда.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Остаточный ресурс сосуда определяется на основании анализа условий эксплуатации, результатов технического диагностирования и критериев предельного состояния. Когда остаточный ресурс определяется на основании рассмотрения нескольких критериев предельного состояния, то остаточный ресурс назначается по тому критерию, который определяет минимальный срок остаточного ресурса.

Теоретическая часть

Остаточный ресурс аппарата, подвергающегося действию коррозии (эрозии), определяется по формуле:

$$T_k(T_z) = \frac{S_\Phi - S_p}{a}, \quad (6.1)$$

где S_Φ - фактическая минимальная толщина стенки элемента, мм;

S_p - расчетная толщина стенки элемента, мм;

a - скорость равномерной коррозии (эрозионного износа), мм/год;

Формула (6.1), используется, если число замеров N толщины стенок за время эксплуатации сосуда не превышает 3. При $N > 3$ остаточный ресурс сосуда определяется по Методике прогнозирования остаточного ресурса безопасной эксплуатации сосудов и аппаратов по изменению параметров

технического состояния.

Скорость равномерной коррозии a определяется следующим образом.

Если после проведения очередного обследования имеется только одно измерение контролируемого параметра $S_{\Phi}(t_1)$, полученное при рассматриваемом обследовании, то скорость коррозии определяется по формуле:

$$a = \frac{S_{\text{н}} + C_0 - S_{\Phi}}{t_1}, \quad (6.2)$$

где $S_{\text{н}}$ - исполнительная толщина стенки элемента, мм;

C_0 - плюсовой допуск на толщину стенки, мм;

t_1 - время от момента начала эксплуатации до момента обследования, лет.

Если после проведения очередного обследования имеются два измерения контролируемого параметра $S_{\Phi}(t_2)$, $S_{\Phi}(t_1)$, то скорость коррозии определяется по формуле:

$$a = \frac{S_{\Phi}(t_1) - S_{\Phi}(t_2)}{(t_2 - t_1)K_1K_2}, \quad (6.3)$$

где $S_{\Phi}(t_1)$, $S_{\Phi}(t_2)$ - фактическая толщина стенки, определенная при первом и втором обследованиях соответственно, мм;

t_1 , t_2 - время от момента начала эксплуатации до момента первого и второго обследования соответственно, лет;

K_1 - коэффициент, учитывающий отличие средней ожидаемой скорости коррозии (эрозии) от гарантированной скорости коррозии (эрозии) с доверительной вероятностью $g = 0,7 - 0,95$;

K_2 - коэффициент, учитывающий погрешность определения скорости коррозии (эрозии) по линейному закону, от скорости коррозии, рассчитанной по более точным (нелинейным) законам изменения контролируемого

параметра.

Коэффициенты K_1 и K_2 выбираются на основе анализа результатов расчета скорости коррозии для аналогичного оборудования на основе формул при $N \geq 4$. При отсутствии данных для такого анализа значения коэффициентов K_1 и K_2 следует принимать в пределах $K_1 = 0,5 - 0,75$; $K_2 = 0,75 - 1,0$. При этом большие значения K_1 и K_2 принимаются при незначительной фактической скорости коррозии (меньше 0,1 мм/год) и при общей величине коррозии, не превышающей проектную прибавку на коррозию (2 - 3 мм), меньшие значения K_1 и K_2 принимаются при значительной скорости коррозии и при общей величине коррозии, превышающей проектную прибавку на коррозию.

Если после проведения очередного диагностирования имеются три значения контролируемого параметра $S_\phi(t_1)$, $S_\phi(t_2)$, $S_\phi(t_3)$, полученные при обследованиях в моменты времени t_1 , t_2 , t_3 , то для определения скорости коррозии a проводятся следующие вычисления. Вычисляются величины:

$$S_1 = \sum_{i=1}^3 S_\phi(t_i); S_2 = \sum_{i=1}^3 S_\phi(t_i) t_i; \quad (6.4)$$

$$X_1 = \sum_{i=1}^3 t_i; X_2 = \sum_{i=1}^3 t_i^2; \quad (6.5)$$

После чего a определяется по формуле:

$$a = \frac{S_1 X_1 - 3 S_2}{(3 X_2 - X_1^2) K_1 K_2}. \quad (6.6)$$

Если число измерений N контролируемого параметра $S_\phi(t_i)$ больше или равно четырем ($N \geq 4$), то расчет остаточного ресурса проводится в соответствии с нормативно-технической документацией.

Задача

Расчет возможного срока дальнейшей эксплуатации выполняется на основе совокупности информации, полученной по результатам неразрушающего контроля с учетом основного повреждающего фактора. По результатам проведенного обследования таковым является коррозионный износ.

Для расчета принимаем толщины элемента сосуда с наибольшим утонением за период эксплуатации. Таким элементом является обечайка.

Исходные данные и результаты расчета остаточного ресурса, приведены ниже в таблице 6.1.

Таблица 6.1 – Расчёт остаточного ресурса

Исходные данные			
номинальная толщина стенки обечайки	S ₁₁	мм	20,4
номинальная толщина стенки днища	S ₁₂	мм	22,4
толщина обечайки (минимальная по результатам УЗТ)	S ₂₁	мм	18,8
толщина днища (минимальная по результатам УЗТ)	S ₂₂	мм	21,2
дата ввода в эксплуатацию	t ₁	год	1998
дата проведения диагностирования	t ₂	год	2020
утонение стенки обечайки	S ₁₁ -S ₂₁	мм	1,6
утонение стенки днища	S ₁₂ -S ₂₂	мм	1,2
Результаты расчёта			
скорость коррозии	V ₂	мм/год	0,07
остаточный срок службы	T _{ост}	год	90

Скорость равномерной коррозии при проведении экспертного технического диагностирования следует рассчитывать по формуле:

$$V_2 = \frac{S_1 - S_2}{t_2 - t_1} = \frac{20,4 - 18,8}{2016 - 1960} = 0,03 \text{ мм/год}, \quad (6.7)$$

Остаточный срок службы сосуда следует рассчитывать по формуле:

$$T_{\text{ост}} = \frac{S_2 - S_{\text{доп}}}{V_2} = \frac{18,8 - 0,1}{0,03} = 62 \text{ года}, \quad (6.8)$$

где $S_{\text{доп}}$ - минимально допустимая толщина стенки обечайки при $P_{\text{раб}} = 4,0$ МПа.

Возможный срок дальнейшей эксплуатации сосуда составляет 4 (четыре) года при условии наружного и внутреннего осмотра, соблюдения требований технологического регламента и требований действующей нормативно-технической документации, а также с учетом рекомендаций экспертной организации.

На основании вышеизложенного следует проводить техническое освидетельствование и экспертизу промышленной безопасности с целью продления срока безопасной эксплуатации сосуда в сроки указанные в таблице 6.2 приведённой ниже.

Таблица 6.2 – Регламент контроля

Наименование вида контроля	Срок контроля (периодичность)	Ответственный исполнитель	Примечание
Наружный и внутренний осмотр	2 года	Ответственный за осуществление производственного контроля	Не позднее 28.01.2021 г.
Гидравлическое испытание	8 лет	Ответственный за осуществление производственного контроля	Не позднее 28.01.2027 г.
Экспертиза промышленной безопасности	4 года	Специалисты организации, имеющей лицензию Ростехнадзора	Не позднее 28.01.2023 г.

Вопросы для самопроверки:

1. Цель расчета остаточного ресурса сосуда.
2. Методика расчета остаточного ресурса сосуда.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [1], [2], [6], [9], [13].

7. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА

Цель – изучить методику расчета абсорбера.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: назначение и принцип работы абсорбера.
- умения: уметь проводить расчет абсорбера.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. В нефтяной и газовой промышленности процесс абсорбции применяется для разделения осушки и очистки углеводородных газов. Из природных и попутных нефтяных газов путем абсорбции извлекают этан, пропан, бутан и компоненты бензина.

Теоретическая часть

Процесс абсорбции протекает в основном однонаправленно, т.е. абсорбент можно считать практически нелетучим. В случае абсорбции многокомпонентной газовой смеси на некоторой ее стадии отдельные компоненты могут вытесняться другими поглощаемыми компонентами.

В результате наряду с процессом абсорбции будет протекать процесс частичной десорбции некоторых компонентов, что приведет к распределению компонентов между газовой и жидкой фазами, обусловленному обоими указанными процессами.

Абсорбция - процесс избирательного поглощения компонентов газовой смеси жидким поглотителем, (абсорбентом). Процесс абсорбции происходит в том случае, когда парциальное давление извлекаемого компонента в газовой смеси выше, чем в жидком абсорбенте, вступающем в контакт этим газом, т.е. для протекания абсорбции необходимо, чтобы газ и абсорбент не находились в состоянии равновесия. Различие в парциальном давлении извлекаемого компонента в газе и жидкости является той движущей силой,

под действием которой происходит поглощение данного компонента жидкой фазы из газовой фазы. Чем больше эта движущая сила, тем интенсивнее переходит этот компонент из газовой фазы в жидкую.

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения поглощенных компонентов. Процесс абсорбции обратимый, поэтому он используется не только для получения растворов газов в жидкостях, но и для разделения газовых смесей. При этом после поглощения одного или нескольких компонентов газа из газовой смеси необходимо произвести из абсорбента поглощенных компонентов, т.е. десорбцию.

При выборе абсорбента учитывают состав разделяемого газа, давление и температуру процесса производительность установки. Выбор абсорбента определяется также его селективностью коррозионной активностью, стоимостью, токсичностью и другими факторами. Наличие паров воды в углеводородных газах связано с контактом газа и воды в пластовых условиях, а также с условиями по последующей обработки. Обычно тяжелые углеводородные газы при тех же условиях содержат паров воды меньше, чем легкие. Наличие в газе H_2S и CO_2 увеличивает содержание паров воды, а наличие азота- уменьшает.

Влагосодержание газа - это количество паров воды (в $г/м^3$) в состоянии их насыщенности при данных температуре и давлении. Абсолютной влажностью газа называют фактическое содержание паров воды (в $г/м^3$ газа), а отношение абсолютной влажности к влагосодержанию называют относительной влажностью.

Осушка газа - это удаление из него влаги, т.е. снижение абсолютной (и относительной) влажности. Обычно качество осушки (глубину осушки) оценивают точкой росы, т.е. температурой при данном давлении, при которой пары воды приходят в состояние насыщения. Чем глубже осушка,

тем ниже точка росы, которая обычно составляет от минус 20 °С до минус 70 °С, в зависимости от последующего назначения газа.

Абсорбционная осушка основана на селективном поглощении паров воды жидкими абсорбентами, в качестве которых применяют ди- и триэтиленгликоли.

В абсорбере газ на тарелках противотоком контактирует с гликолем, который подают в абсорбер с температурой 30-40 °С. Давление в абсорбере не более 10-12 МПа. Сверху абсорбера осушенный газ направляют в магистраль, а насыщенный влагой гликоль через выветриватель и через систему подогревателей поступает в десорбер. В последнем за счет низкого давления (0,2 - 0,3 МПа) и подвода тепла через рибойлер поглощенная влага испаряется и затем отводится через верх десорбера, а сконцентрированный до 95-97 % гликоль направляется снова на абсорбцию.

Глубина осушки газа от влаги существенно зависит от концентрации гликоля на входе в абсорбер, однако термическая десорбция воды не позволяет достичь концентрации выше 97 %, из-за того, что при температуре 164 °С (ДЭГ) гликоли начинают разлагаться. При концентрации гликоля 96-97 % точка росы газа после осушки снижается не более чем на 30 °С (это депрессия точки росы). Если же концентрации гликоля на входе в абсорбер составляет 99%, то депрессия точки росы возрастает до 40 °С. Такая депрессия точки росы оказывается в ряде случаев также недостаточной, и поэтому для углубления осушки газа используют вакуумную десорбцию влаги из гликоля (при давлении 0,06 – 0,08 МПа и температуре около 200 °С. Концентрация регенерированного гликоля в этом случае повышается до 99,5%, а депрессия точки росы возрастает до 50-70 °С.

Максимально возможно депрессию точки росы газа 80-90 °С можно достичь, используя двухступенчатую осушку. В этом случае установка имеет две системы абсорбции и десорбции. На первой ступени газ грубо осушается гликолем концентрацией 96 – 97 %, а затем поступает в абсорбер второй ступени, где гликолем с концентрацией 99,5 - 99,6 % глубоко доосушивается.

Соответственно в десорбере первой ступени влага десорбируется при давлении, близком к атмосферному, а на второй ступени - под вакуумом или с вводом в десорбер опарного агента.

Экономически важным параметром процесса осушки является кратность абсорбента, т.е. количество гликоля, циркулирующее в системе, на 1 кг извлекаемой влаги.

Описание конструкции абсорбера

На рисунке 7.1 представлена конструкция multifunctionальной аппаратуры, состоящего из трех секций. Исходный газ по тангенциально расположенному штуцеру поступает в первую по ходу газа секцию сепарации. Отделение капельной жидкости в этой секции осуществляется при хождении газа через сетчатый отбойник 1 и сепарационную тарелку, которой установлены центробежные сепарирующие элементы. Вторая секция предназначена для осушки газа и включает четыре тарелки 4 с контактными элементами центробежного типа.

Каждый прямоточный центробежный элемент состоит из цилиндрического корпуса 12 диаметром 60–100 мм и оснащен в нижней части тангенциальным завихрителем 17. В различных модификациях таких элементов тангенциальный завихритель может быть заменен осевым или ком ванным.

На небольшом расстоянии от полотна тарелки 11 центробежный элемент оснащен трубкой 15, служащей для подачи жидкости в центр элемента. Над трубкой в центральной части по оси элемента установлена коническая чашка 14, обеспечивающая сужение потока газа, что создает пониженного давления. Благодаря уменьшению давления внутри элементов жидкость по трубке 15, имеющей отверстие 16 в нижней части, подается внутрь элемента. При контакте с закрученным потоком газа жидкость распределяется по стенке элемента и поднимается вверх. Для отделения пленки жидкости от потока газа служит отбойник 13 в форме полутора.

Насыщенный гликоль собирается во внутренней емкости 3, откуда он отводится на регенерацию. Последняя по ходу газа секция улавливания гликоля образована сепарационной тарелкой 5 и тарелкой, на установлены фильтр патроны 6.

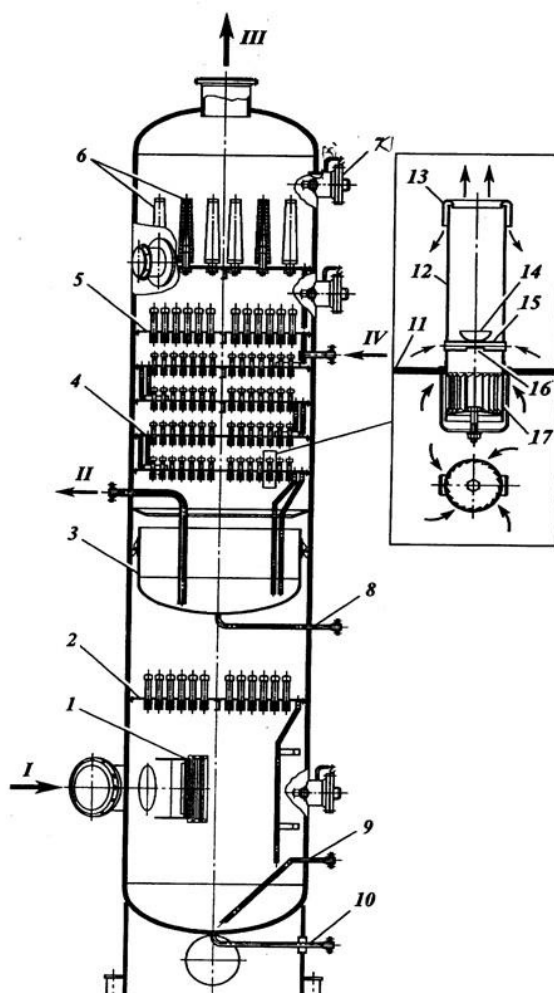


Рисунок 7.1 – Конструкция многофункционального аппарата для очистки и осушки природного газа:

1-сетчатый отбойник; 2,5-сепарационная тарелка; 3-внутренняя емкость насыщенного гликоля; 4-тарелка с контактными элементами центробежного типа; 6-фильтр-патроны; 7-люк-лаз; 8,10-штуцер для дренажа, 9-штуцер отвода жидкости; 11-полотно тарелки; 12-цилиндрический корпус центробежного элемента; 13-отбойник; 14-коническая чашка; 15-трубка для подачи жидкости; 16-отверстие; 17-тангенциальный завихритель.

Потоки I-сырой газ, II-насыщенный раствор гликоля, III-сухой газ,
IV-регенерированный раствор гликоля.

Фильтр патроны выполнены в виде перфорированного цилиндрического каркаса с намоткой 10–15 слоев волокна. Изнутри и снаружи слой фильтрующего материала закреплен двумя-тремя слоями рукавной сетки.

Процесс массопередачи при абсорбции протекает на поверхности соприкосновения фаз, поэтому в абсорберах должна быть создана развитая поверхность соприкосновения между газом и жидкостью.

Как правило, для абсорбционной осушки углеводородных газов используют колонные аппараты, оборудованные тарелками разной конструкции или заполненные насадкой. В нижней и верхней секциях абсорбера размещают сепараторы для удаления капельной жидкости. Рассмотрим ниже конструкции тарелок, которыми обычно оборудуется абсорбер.

Рассмотрим тип тарелки – контактной, в которой для интенсификации массообмена заложен тангенциальный ввод газа (рисунок 7.2). Газ входит в стакан 5 через тангенциальные прорези 6, при этом образуется восходящий закрученный поток, инжектирующий жидкость с тарелки через нижние прорези.

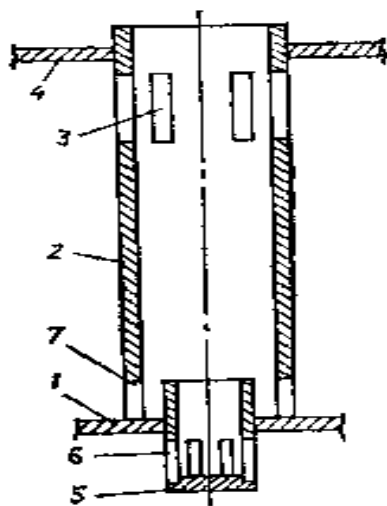


Рисунок 7.2 – Элемент контактной тарелки с тангенциальным вводом газа:

- 1 – полотно тарелки; 2 – контактный элемент 3, 7 – прорези;
4 – отбойная перегородка; 5 – стакан; 6 – тангенциальные прорези.

При инъекции происходит эмульгирование жидкости, которая далее под действием центробежной силы отбрасывается к стенкам стакана в виде пленки, движется к прорезям 3 в его верхней части, отражается от отбойной перегородки 4 и стекает обратно на тарелку.

Для обеспечения противотока жидкости в абсорбере тарелки снабжены сливными переточными трубами.

Задача

Расчет влагосодержания газа

Исходные данные: производительность $V_C=620000$ м³/ч, давление $\pi=4,0$ МПа, температура контакта влажного газа $t_c=27$ °С, содержание диэтиленгликоля $x_1=0,98$ масс. долей, точка росы $t_p= - 10$ °С.

По рисунку 7.3 определяем влагосодержание в зависимости от температуры и давления.

Температура определяется в зависимости от содержания ДЭГа из рисунка 7.3 $t_c=27$ °С.

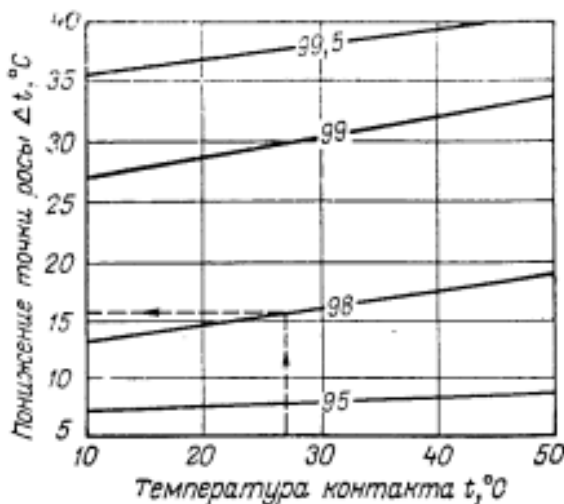


Рисунок 7.3 – График, иллюстрирующий степень осушки газа
диэтиленгликолем

Точка росы влажного газа до контакта с ДЭГом: $t'_p = t_p + \Delta t$, где t_p – заданная точка росы, Δt – понижение точки росы, определяемое в зависимости от температуры контакта (рисунок 7.4):

$$t'_p = t_p + \Delta t = -10 + 16 = 6^\circ\text{C}$$

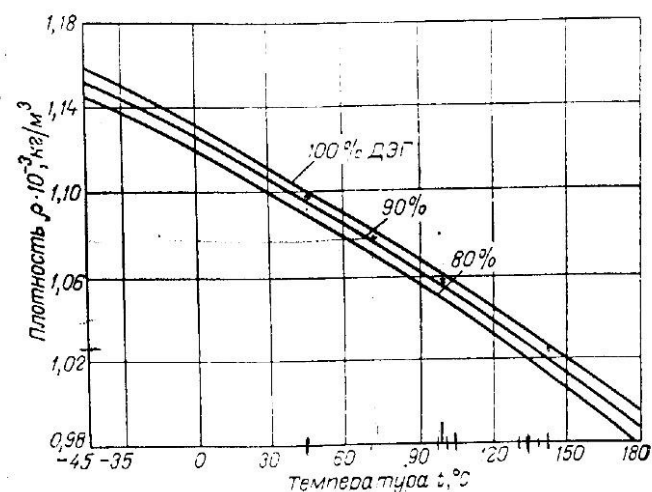


Рисунок 7.4 – Зависимость плотности растворов диэтиленгликоля от
температуры

Начальное влагосодержание углеводородного газа при температуре $t_c = 27^\circ\text{C}$ и давлении $\pi = 4,0$ МПа равно $C_n = 150 \times 10^{-5}$ кг/м³, конечное – при температуре $t_p = -10^\circ\text{C}$ и давлении $\pi = 4,0$ МПа равно $C_k = 14 \times 10^{-5}$ кг/м³.

Температура диэтиленгликоля при вводе в аппарат принимается равной $t_{гг} = 27^\circ\text{C}$.

Расчет состава очищенного газа представлен в таблице 7.1

Расчет количество раствора диэтиленгликоля

Количество свежего раствора, подаваемого в поглотительную

абсорбционную колонну, рассчитывается по формуле:

$$G_{\text{гл}} = G_{\text{вл.н}} \times \frac{x_2}{x_1 - x_2} \quad (7.1)$$

Таблица 7.1 – Расчет состава очищенного газа

Компонент	Мольная масса, M_i	Количество V_i , м ³ /ч	Содержание $y_i' = \frac{V_i}{\sum V_i}$	$M_i \times y_i'$	Количество $G = \frac{V_i \times M_i}{22,4}$ кг/ч	Содержание масс. доли
CH ₄	16	459668	0,7414	11,86	328334,3	0,5151
C ₂ H ₄	30	61380	0,0990	2,97	82205,4	0,1289
C ₃ H ₈	44	46996	0,0758	3,34	92313,6	0,1448
C ₄ H ₁₀	58	51956	0,0838	4,86	134528,9	0,2112
H ₂ S	34	7	0,0000126	0,00	10,6	0,0000184
CO ₂	44	7	0,0000113	0,00	151,2	0,0000307
Σ	—	620014	1,0000239 ≈ 1,0000	23,03 ≈ 23	637544	1,0000491 ≈ 1,0000

где $G_{\text{вл.н}}$ – количество поглощаемой влаги, кг/ч;

x_1 и x_2 – концентрация ДЭГ в свежем и насыщенном растворе, масс. доли.

Количество поглощаемой влаги рассчитывается по формуле:

$$G_{\text{вл.п}} = (C_{\text{н}} - C_{\text{к}}) \times V, \quad (7.2)$$

где V – объемное количество углеводородного сырья, м³/ч.

Объемное количество углеводородного сырья находят по формуле:

$$V = \frac{22,4 \times G \times (t_c + 273) \times 0,1 \times 10^6 \times Z}{M_r \times 273 \times \pi}, \quad (7.3)$$

где $G=637544$ кг/ч (количество газа по таблице 7.2),

Z – коэффициент сжимаемости газовой смеси.

Таблица 7.2 – Расчет состава очищенного газа

Компонент	Мольная масса, M_i	Количество V_i , м ³ /ч	Содержание $y_i' = \frac{V_i}{\sum V_i}$	$M_i \times y_i'$	Количество $G = \frac{V_i \times M_i}{22,4}$ кг/ч	Содержание масс. доли
-----------	----------------------	--------------------------------------	--	-------------------	---	-----------------------

CH ₄	16	459668	0,7414	11,86	328334,3	0,5151
C ₂ H ₄	30	61380	0,0990	2,97	82205,4	0,1289
C ₃ H ₈	44	46996	0,0758	3,34	92313,6	0,1448
C ₄ H ₁₀	58	51956	0,0838	4,86	134528,9	0,2112
H ₂ S	34	7	0,0000126	0,00	10,6	0,0000184
CO ₂	44	7	0,0000113	0,00	151,2	0,0000307
Σ	—	620014	1,0000239≈1,0000	23,03 ≈23	637544	1,0000491 ≈1,0000

Для смеси газов коэффициент сжимаемости определяется в зависимости от приведенных температуры и давления:

$$\tau_{пр} = \frac{T}{T_{пс.кр}} = \frac{300}{235,1} = 1,28 \quad \pi_{пр} = \frac{P}{P_{пс.кр}} = \frac{4,0}{4,54} = 0,88, \quad (7.4)$$

где $T_{пс.кр}$, К и $\pi_{пс.кр}$, МПа – псевдокритические параметры компонентов, рассчитанные в таблице 7.3.

Коэффициент сжимаемости при $\tau_{пр}=1,28$ и $\pi_{пр}=0,88$ равен $Z=0,95$.

Таблица 7.3 – Расчет псевдокритических параметров газового сырья абсорбера (без влаги)

Компо- нент	Содержание γ'_i , мольн. доли	Критические параметры		Псевдокритические параметры	
		Температура $T_{кр.i}$, К	Давление $\pi_{кр.i}$, МПа	Температура $T_{пс.кр}=\gamma'_i \times T_{кр}$, К	Давление $\pi_{пс.кр}=\gamma'_i \times \pi_{пр}$ МПа
CH ₄	0,7414	190,55	4,604	141,3	3,413
C ₂ H ₆	0,0990	305,43	4,880	30,2	0,483
C ₃ H ₈	0,0758	369,82	4,249	28,0	0,322
C ₄ H ₁₀	0,0838	425,16	3,796	35,6	0,318
H ₂ S	0,0000126	373,60	9,007	0,0	0,0
CO ₂	1,0000113	304,20	7,382	0,0	0,0
Σ	1,0000239 ≈1,0000	—	—	235,1≈235	4,536≈4,54

Тогда $V = \dots$ м³/ч,

$$G_{вл.п} = (150-14) \times 10^{-5} \times 16205,13 = 22,04 \text{ кг/ч} \quad (7.5)$$

Концентрация гликоля в насыщенном растворе принимается равной $x_2=0,97$.

Количество свежего раствора равно:

$$G_{\text{гл}} = 22,04 \times \frac{0,97}{0,98 \times 0,97} = 2137,88 \text{ кг/ч}, \quad (7.6)$$

Объемное количество свежего раствора равно:

$$V_{\text{гл}} = \frac{G_{\text{гл}}}{\rho} = \frac{2137,88}{1150} = 1,86 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (7.7)$$

где ρ - плотность раствора гликоля при температуре $t_c = 27^\circ\text{C}$ (рисунок 7.4).

Исходя из практики, принимаем 6 м^3 .

Материальный баланс аппарата

Уравнение материального баланса абсорбера имеет вид:

$$G_{\gamma} + G_{\text{гл}} = G_0 + G_{\text{гл.н}}, \quad (7.8)$$

Его левая часть отвечает вводимым в аппарат материальным потокам (кг/ч):

G_{γ} – с увлажненным газовым сырьем;

$G_{\text{гл}}$ – с раствором гликоля; правая – выводимым из аппарата материальным потокам (в кг/ч):

G_0 – с осушенным газовым сырьём;

$G_{\text{гл.н}}$ – с насыщенным раствором гликоля.

Количество увлажненного газового сырья равно:

$$G_{\gamma} = G + G_{\text{н}} \times V = 637544 + 150 \times 10^{-5} \times 16205,13 = 637568,31,$$

Количество осушенного газового сырья составит:

$$G_0 = G_{\gamma} - G_{\text{вл.п}} - G_{\text{р.у}} \quad (7.9)$$

где $G_{p,y}$ – количество углеводородных компонентов, растворимых в диэтиленгликоле, кг/ч.

Количество углеводородных компонентов, поглощаемых диэтиленгликолем в результате растворения, равно:

$$G_{p,y} = V_{p,y} \times \rho_{p,y} \times V_{gl}, \quad (7.10)$$

где $V_{p,y}$ – растворимость углеводородных газов в диэтиленгликоле, м³/м³;

$\rho_{p,y}$ – плотность растворяемой газовой смеси, кг/м³.

Растворимость углеводородных газов в диэтиленгликоле при давлении $\pi = 4,0$ МПа и принятой средней температуре в аппарате $t = 33$ °С (определяется по графику), откуда $V_{p,y} = 4,2$ м³/м³.

Плотность растворяемой газовой смеси, или плотность сырья равна:

$$\rho_{p,y} = \frac{M_r \times \pi \times 273}{22,4 \times (t + 273) \times 0,1 \times Z} = \frac{23 \times 4,0 \times 273}{22,4 \times (33 + 273) \times 0,1 \times 0,95} = \frac{25116}{651,2} = 38,6 \text{ кг/м}^3,$$

Тогда:

$$G_{p,y} = 4,2 \times 38,6 \times 1,86 = 301,54 \text{ кг/ч}, \quad (7.11)$$

Расчет состава углеводородов, растворенных в ДЭГе представлен в таблице 7.4.

Таблица 7.4 – Расчет состава углеводородов, растворенных в ДЭГе

Компонент	Молярная масса, M_i	Молярный объем, V_i	Коэффициент диффузии, $D_i \times 10^{10}, \text{м}^2/\text{с}$	$x_i = \frac{D_i}{\sum D_i}$ масс. доли
CH ₄	16	29,6	8,19	0,3848
C ₂ H ₆	30	51,8	5,39	0,2532
C ₃ H ₈	44	74,8	4,20	0,1973

C ₄ H ₁₀	58	96,2	3,50	0,1647
Σ	—	—	21,3	1,0000

Равновесные потери гликоля при его испарении и уносе из колонны с выводимым осушенным газом определяются по диаграмме (рисунок 7.6) в зависимости от температуры контакта $t_c = 27^\circ\text{C}$ и давления в аппарате $\pi = 4,0$ МПа, они равны $\Delta g = 2,3 \times 10^{-3}$ кг/(м³×10³).

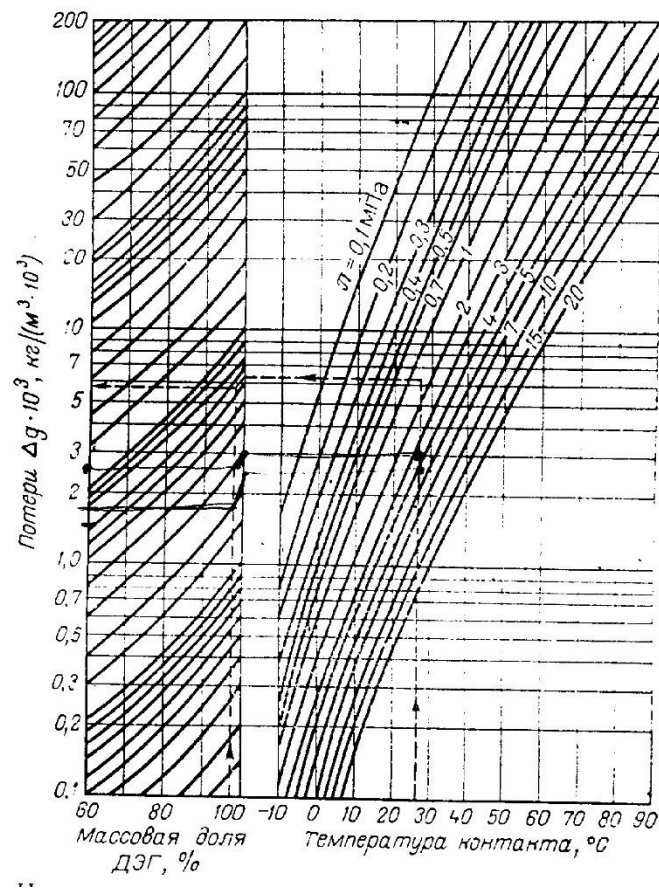


Рисунок 7.6 – Номограмма для определения потерь диэтиленгликоля в газовой фазе

Количество теряемого диэтиленгликоля равно:

$$g_{\text{гл}} = \Delta g \frac{V_{\text{ЭДГ}}}{1000} = 2,3 \times 10^{-3} \times 1000 = 2,3 \text{ кг/ч,}$$

Количество осушенного газа равно:

$$G_o = G_y - G_{вл.п} - G_{р.у} + g_{гл} = 637568,31 - 22,04 - 301,54 + 0,037 = 637244,77 \text{ кг/ч}$$

Количество насыщенного раствора гликоля равно:

$$G_{гл.н} = G_{гл} + G_{вл.п} + G_{р.у} - g_{гл} = 2137,88 + 22,04 + 301,54 - 0,037 = 2461,42 \text{ кг/ч},$$

Материальный баланс процесса осушки углеводородного сырья представлен в таблице 7.5.

Таблица 7.5 – Материальный баланс процесса осушки углеводородного сырья

Поток, поступающий в аппарат	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из аппарата	Количество, кг/ч
Увлажненная парогазовая смесь G_y	637568,31	Осушенная газовая смесь G_o	637244,77
Свежий раствор гликоля $G_{гл}$	2137,88	Насыщенный раствор гликоля $G_{гл.н}$	2461,42
Σ	639706,19	Σ	639706,19

Содержание ДЭГ в насыщенном растворе составляет:

$$X_{2p} = x_1 \times \frac{G_{гл}}{G_{гл.н}} = 0,98 \times \frac{2137,88}{2461,42} = 0,95 \text{ масс.}$$

Расчет теплового баланса аппарата

В рассчитываемом абсорбере осушка газа должна протекать при изотермических условиях, что практически незначительно повлияет на температуру диэтиленгликоля.

Уравнение теплового баланса абсорбера имеет вид:

$$Q_{Gy} + Q_{G_{гл}} + Q_k + Q_p = Q_{G_o} + Q_{G_{гл.н}}, \quad (7.12)$$

Его левая часть отвечает приходу тепла (кВт):

Q_{Gy} – с газовым сырьём;

$Q_{Gгл}$ – со свежим раствором ДЭГ;

Q_k – от выделения тепла при конденсации водяного пара и растворения конденсата в гликоле; правая – расходу тепла (кВт):

Q_{Go} – с осушенным газом;

$Q_{Gгл.н}$ – с насыщенным раствором гликоля.

Количество тепла, вносимое в аппарат влажным газовым сырьём, равно:

$$Q_{Gy} = G_y \times C_p \times t_c, \quad (7.13)$$

где C_p – теплоемкость газового сырья, кДж/ (кг×°С).

Теплоемкость газового сырья рассчитывается по формуле:

$$C_p = C_p^0 - \Delta C_p, \quad (7.14)$$

где C_p^0 – изобарная теплоемкость газовой смеси в расчете на идеальный газ, кДж/(кг×°С) (рисунок 7.7);

ΔC_p – поправка на давление, кДж/(кг×°С) (рисунок 7.8).

Теплоемкость:

$$C_p^0 = \sum y_i \times C_{pi}^0 \quad (7.15)$$

где y_i - содержание i-го компонента в смеси, масс. доли;

C_{pi}^0 - теплоемкость i-го компонента в расчете на идеальный газ, кДж/(кг×°С).

Теплоемкость компонентов газового сырья как идеальных газов

рассчитывается по формуле:

$$C_{pt}^0 = E_t + F_t \times \left(\frac{G_t}{H_t + N_t} \right) \quad (7.16)$$

где E_t, F_t, G_t, H_t, N_t , кДж/ (кг×°С) – коэффициенты.

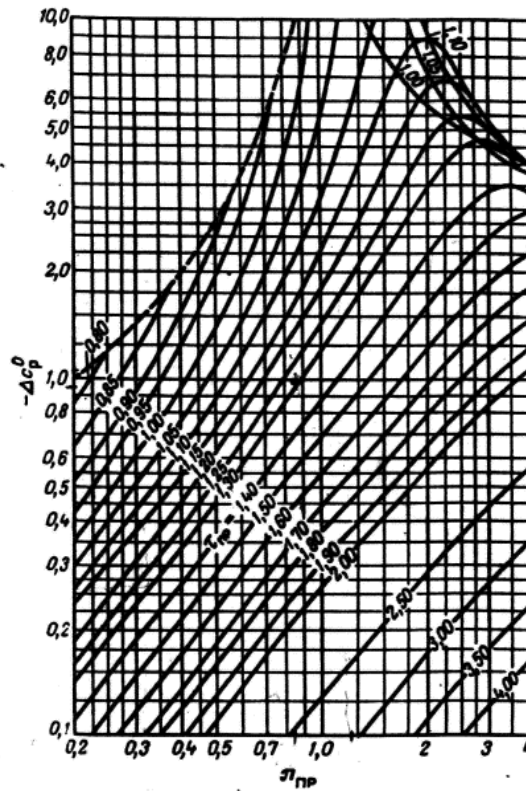


Рисунок 7.7 – График для определения поправочной величины Δc_p^0

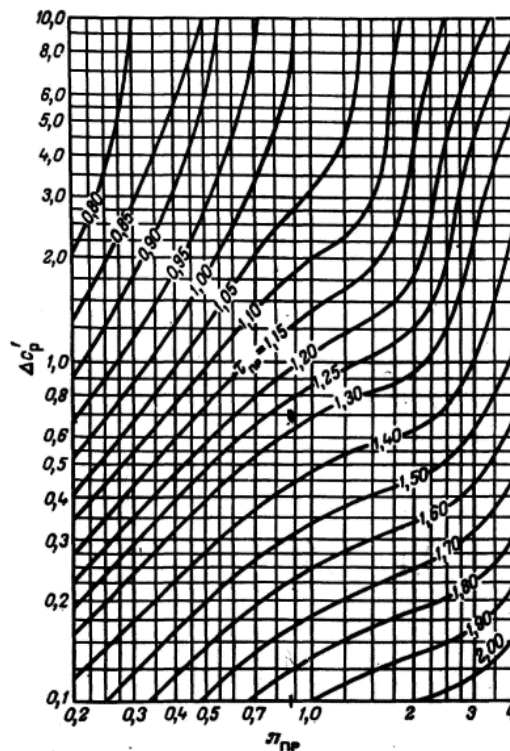


Рисунок 7.8 – График для определения поправочной величины $\Delta C_p'$

Расчет изобарной теплоемкости сырья как идеального газа дан в таблице 7.6. Поправка теплоемкости на давление в аппаратах рассчитывается по формуле:

$$\Delta C_p = \frac{R}{M} \times (\Delta C_p^0 + \omega \times \Delta C_p'), \quad (7.17)$$

где $R = 8,315 \text{ кДж/ (кмоль} \times ^\circ\text{C)}$ – универсальная газовая постоянная;

ω - фактор ацентричности;

ΔC_p^0 , $\Delta C_p'$ - функция, учитывающая влияние давления.

Таблица 7.6 – Расчет изобарной теплоемкости газового сырья абсорбера (как идеального газа) ($t_c = 27^\circ\text{C}$)

Компонент	Количество g_i , кг/ч	Содержание y_i , масс. доли	Теплоемкость C_{pi}^0 , кДж/(кг $\times$ $^\circ\text{C}$)	$y_i \times C_{pi}^0$, кДж/(кг $\times$ $^\circ\text{C}$)
CH_4	328334,3	0,515010	2,23	1,15
C_2H_6	82205,4	0,128921	1,76	0,23

C ₃ H ₈	9231366	0,144726	1,68	0,24
C ₄ H ₁₀	134528,9	0,211122	1,69	0,36
H ₂ S	10,6	0,000018	0,98	0,0
CO ₂	151,2	0,000031	2,75	0,0
H ₂ O	26	0,000172	9,78	0,0
Σ	637570	1,00000	—	1,98

Расчет фактора ацентричности для газового сырья абсорбера представлен в таблице 7.7.

Таблица 7.7 – Расчет фактора ацентричности для газового сырья абсорбера

Компо- нент	Мольная масса M_i	Количество		Содержание $y_i^s = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мольн.доли	ω_i	$y_i' \times \omega_i$
		g_i кг/ч	$n_i = \frac{q_i}{M_i}$ кмоль/ч			
CH ₄	16	328334,3	20520,	0,741222	0,0104	0,0077
C ₂ H ₆	30	82205,4	2740,2	0,098959	0,0986	0,0098
C ₃ H ₈	44	92313,4	2098,03	0,075744	0,1524	0,0115
C ₄ H ₁₀	58	134528,9	2319,5	0,083819	0,2010	0,0168
H ₂ S	34	10,6	0,3118	0,000012	0,1000	0,0000
CO ₂	44	151,2	3,44	0,000017	0,2310	0,0000
H ₂ O	18	26	1,44	0,000221	0,3480	0,0000
Σ	—	637570	27683,8	1,00000		0,0458

Величина ΔC_p^0 и $\Delta C_p'$ определяются из графиков в зависимости от $\tau_{пр} = 1,28$ и $\pi_{пр} = 0,88$; они равны $\Delta C_p^0 = -1,2$; $\Delta C_p' = -0,66$

Числовое значение $\omega = 0,0458$ приведено в таблице 7.8.

Таблица 7.8 – Расчет фактора ацентричности для газового сырья абсорбера

Компо- нент	Мольная масса M_i	Количество		Содержание $y_i^s = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мольн.доли	ω_i	$y_i' \times \omega_i$
		g_i кг/ч	$n_i = \frac{q_i}{M_i}$ кмоль/ч			
CH ₄	16	328334,3	20520,	0,741222	0,0104	0,0077
C ₂ H ₆	30	82205,4	2740,2	0,098959	0,0986	0,0098
C ₃ H ₈	44	92313,4	2098,03	0,075744	0,1524	0,0115
C ₄ H ₁₀	58	134528,9	2319,5	0,083819	0,2010	0,0168
H ₂ S	34	10,6	0,3118	0,000012	0,1000	0,0000
CO ₂	44	151,2	3,44	0,000017	0,2310	0,0000
H ₂ O	18	26	1,44	0,000221	0,3480	0,0000
Σ	—	637570	27683,8	1,00000		0,0458

Величина ΔC_p равна:

$$= 1,98 - (-0,44) = 2,42 \text{ кДж/(кг} \times ^\circ\text{C)},$$

Тогда:

$$C_p = 1,98 - (-0,44) = 2,42 \text{ кДж/(кг} \times ^\circ\text{C)},$$

$$Q_{Gy} = 637570 \times 2,42 \times 27 = 41658823,8 \text{ кДж/ч} = 11571,9 \text{ кВт}.$$

Количество тепла, которое вносится в аппарат с раствором диэтиленгликоля, составляет:

$$Q_{G_{\text{ГЛ}}} = G_{\text{ГЛ}} \times C_{\text{ГЛ}} \times t_{\text{ГЛ}}, \quad (7.18)$$

где $C_{\text{ГЛ}}$ – средняя массовая теплоемкость 98%-ного раствора диэтиленгликоля при температуре $t_{\text{ГЛ}} = 27^\circ\text{C}$, кДж/(кг $\times^\circ\text{C}$).

Величину теплоемкости ДЭГ находят из графика (рисунок 7.9); $C_{\text{ГЛ}} = 2,38 \text{ кДж/(кг} \times ^\circ\text{C)}$.

Тогда:

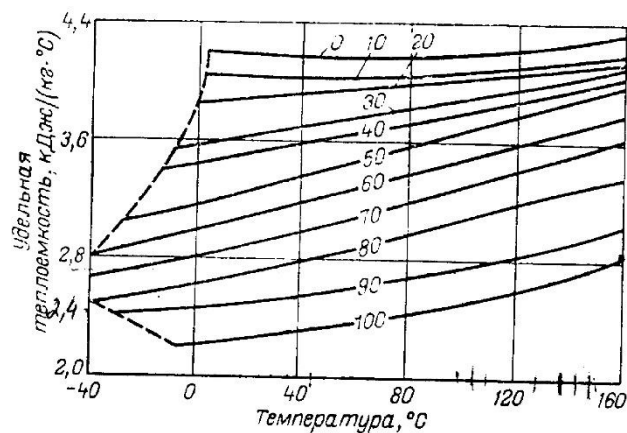


Рисунок 7.9 – Диаграмма для определения теплоёмкости водных растворов диэтиленгликоля

$$Q_{\text{ГЛ}} = 2137,88 \times 2,38 \times 27 = 137380,17 \text{ кДж/ч} = 38,16 \text{ кВт},$$

Количество тепла, которое выделяется при конденсации водяного пара и растворении конденсата и диэтиленгликоля, равно:

$$Q_k = Q' + Q'', \quad (7.19)$$

где Q' - количество тепла, выделяемое при конденсации водяного пара, кВт;

Q'' - количество тепла, выделяемое при растворении конденсата, кВт.

Количество тепла, выделяемое при конденсации водяного пара, равно:

$$Q' = G_{\text{вл.п}} \times r_{\text{H}_2\text{O}} = 22,04 \times 2424 = 53424,96 \text{ кДж/ч} = 14,84 \text{ кВт},$$

где $r_{\text{H}_2\text{O}} = 2424 \text{ кДж/кг}$ – теплота конденсации водяного пара при температуре $t_c = 27^\circ\text{C}$.

Количество тепла, выделяемого при растворении воды в диэтиленгликоле, равно:

$$Q'' = G_{\text{вл.п}} \times r_p = 22,04 \times 135,2 = 2979,81 \text{ кДж/ч} = 0,83 \text{ кВт},$$

где $r_p = 135,2 \text{ кДж/кг}$ – теплота растворения воды в диэтиленгликоле.

Тогда:

$$Q_k = 14,84 + 0,83 = 15,67 \text{ кВт},$$

Количество тепла, которое выделяется при частичном растворении углеводородов в диэтиленгликоле, рассчитывается по формуле:

$$Q_p = \sum g_i \times r_i, \quad (7.20)$$

где g_i - количество i -го углеводорода, растворившегося в диэтиленгликоле, кг/ч;

r_i - теплота растворения i -го углеводорода в диэтиленгликоле, кДж/кг.

Расчет количества тепла, которое выделяется при частичном растворении углеводородов в гликоле, представлен в таблице 7.8.

При этом теплота растворения r_i углеводородов принята равной теплоте их парообразования.

Количество тепла, которое выводится из аппарата осушенным газом, равно:

$$Q_{Go} = G_o \times C_p \times t_o = 639706,19 \times 2,42 \times 27 = 41798402,45 \text{ кДж/ч} = 11610,67 \text{ кВт},$$

при этом $C_p = 2,08 \text{ кДж/ (кг} \times ^\circ\text{C)}$ – теплоемкость осушенного газа при температуре $t_c = 27 ^\circ\text{C}$, принятая равной теплоемкости газового сырья.

Тепловой баланс аппарата представлен в таблице 7.9.

Таблица 7.8 – Расчет количества тепла, выделяемого при растворении углеводородов в ДЭГ

Компонент	Состав растворенных углеводородов x_i , масс.доли	Количество растворенного углеводорода $g_{pi} = G_{p,y} \times x_i = 301,54 \times x_i$, кг/ч	Теплота растворения углеводорода r_i , кДж/кг	$\frac{q_i * r_i}{3600}$, кВт
CH ₄	0,3848	116,03	225	7,25
C ₂ H ₆	0,2532	76,35	160	3,39
C ₃ H ₈	0,1973	59,49	65	1,07
C ₄ H ₁₀	0,1647	49,66	0	0
Σ	1,0000	301,54	–	11,71

Таблица 7.9 – Тепловой баланс абсорбера

Наименование теплового потока	Температура, °C	Количества тепла, кВт
Приход	27	
Газовое сырьё Q_{Gy}	27	11571,9
Свежий раствор $Q_{Gл}$		38,16

Тепло конденсации и растворения воды Q_k	—	
Тепло растворения углеводородов Q_p	—	15,67
Σ	—	11,71
Расход		11637,44
Осушенный газ Q_{Go}	27	
Насыщенный раствор $Q_{Gл.н}$	t_n	11610,67
Σ	—	26,77
		11637,44

Температура насыщенного абсорбента, выводимого из аппарата, рассчитывается по уравнению:

$$t_h = \frac{3600 \times Q_{G_{г.н}}}{G_{г.н} \times C_n} = \frac{3600 \times 26,77}{2461,42 \times 2,3} = \frac{96372}{5661,27} \approx 45^\circ C, \quad (7.21)$$

Тогда средняя температура в абсорбере будет равна:

$$t = \frac{t_c + t_h}{2} = \frac{24 + 45}{2} = 34,5^\circ C \quad (7.22)$$

Расчет количества тарелок

При проектировании промышленных процессов осушки принято графическое определение числа теоретических тарелок.

Координаты крайних точек оперативной линии рассчитываются так.

На входе раствора и выходе осушенного газа:

$$x_1 = \frac{Q_{G_{г.н}}}{Q_{G_{г.н}} + Q_{G_{г.о}}} = \frac{11610,67}{11610,67 + 11637,44} = 0,5001 \quad (7.23)$$

кмоль воды на один кмоль ДЭГа при его вводе в аппарат.

$$y_1 = \frac{Q_{G_{г.н}}}{Q_{G_{г.н}} + Q_{G_{г.о}}} = \frac{11610,67}{11610,67 + 11637,44} = 0,5001, \quad (7.24)$$

кмоль воды на один кмоль газа на его выводе из аппарата.

На выходе раствора и входе газа:

$$\frac{Y_1}{X_1} = \frac{0,0002}{0,12} = 0,00167, \quad (7.25)$$

кмоль воды на один кмоль ДЭГ при его выводе из аппарата

$$\frac{Y_2}{X_2} = \frac{0,0019}{0,31} = 0,00613, \quad (7.26)$$

кмоль воды на один кмоль газа при его вводе в аппарат.

Оперативная линия АВ построенная по координатам А (0,12;0,0002) и В (0,31;0,0019) показана на рисунке 7.10.

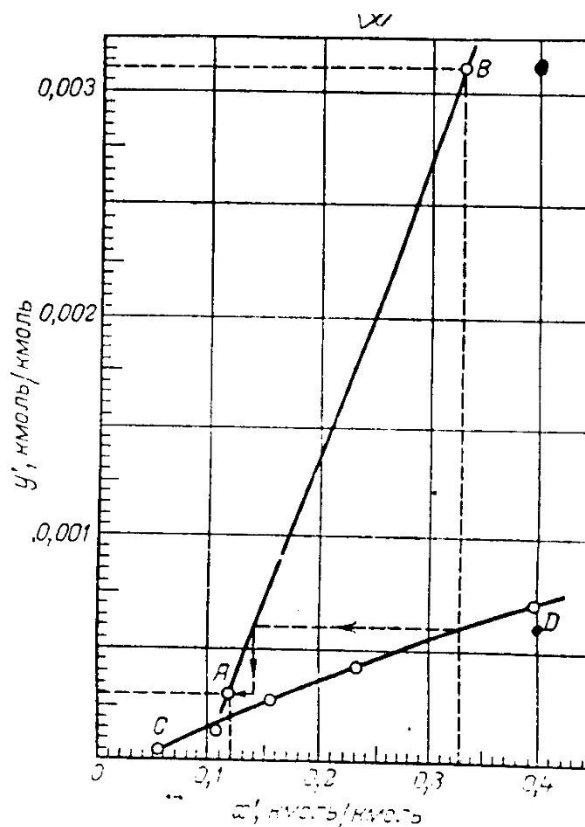


Рисунок 7.10 – График для определения числа теоретических тарелок в абсорбере

Расчет координат линии равновесия представлен в таблице 7.10.

Таблица 7.10 – Расчет координат линии равновесия

Концентрация воды в растворе x_1 масс. доли	Мольная масса раствора $M_{ср1}$	Давление водяных паров в растворе p_1 , Па	Мольная концентрация вода растворе кмоль/кмоль	Равновесная концентрация водяных паров в газе $Y'_1 = \frac{p_1}{p}$, кмоль/кмоль
0,01	101,4	188	0,0563	0,000047
0,02	97,1	516	0,1079	0,000129
0,03	92,6	1088	0,1543	0,000272
0,05	94,7	1740	0,2631	0,00044
0,10	70,9	2760	0,3939	0,00069

Построением ступенчатой линии от точки входа газа в аппарат и выхода раствора из аппарата (точка В) до точки выхода газа и входа раствора (точка А) определяется число теоретических тарелок $N_T=2$.

Расчет средней мольной массы насыщенного раствора ДЭГ представлен в таблице 7.11.

Таблица 7.11 – Расчет средней мольной массы насыщенного раствора ДЭГ

Компонент	Мольная масса, M_i	Количество		Содержание		$M_i \times x_{нi}$
		q_i , кг/ч	$n_i = \frac{q_i}{M_i}$ кмоль/ч	$x_i = \frac{q_i}{\sum q_i}$ масс. Доли	$x'_{гi} = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мольн. Доли	
ДЭГ	106,12	7043,4	66,45	0,9561	0,8351	88,52
H ₂ O	18	22,04	1,22	0,0030	0,0153	0,28
CH ₄	16	115,2	7,2	0,0156	0,0904	1,45
C ₂ H ₆	30	70,2	2,34	0,0095	0,0294	0,88
C ₃ H ₈	44	65,1	1,48	0,0089	0,0186	0,82
C ₄ H ₁₀	58	51,04	0,88	0,0069	0,0112	0,65
Σ		7366,98	79,57	1,0000	1,0000	92,6

Расчет диаметра аппарата

Диаметр абсорбера рассчитывается по формуле:

$$D_A = \frac{\frac{1800 \times G'_{\text{гл.н}}}{\rho_{\text{гл.н}}} + \sqrt{(K_0 \times C + 35) \frac{G_Y}{\sqrt{\rho_{\text{р.у}} \times (\rho_{\text{гл.н}} - \rho_{\text{р.у}})}}}{K_0 \times C + 35}, \quad 3.27$$

где $G'_{\text{гл.н}}$ – расход насыщенного абсорбента из аппарата, кг/с;

$\rho_{\text{гл.н}} = 1106 \text{ кг/м}^3$ – плотность раствора гликоля при температуре $t_n = 45^\circ \text{C}$ (рисунок 7.4);

$K_0 = 0,3$ – коэффициент для тарелок, состоящих из колпачковых элементов;

$C = 480$ – коэффициент для абсорберов при расстоянии между тарелками $h_T = 0,6 \text{ м}$;

G_Y – расход газового сырья в аппаратах, кг/ч;

$\rho_{\text{р.у}} = 38,6 \text{ кг/м}^3$ – плотность газового сырья.

Расход насыщенного абсорбента составляет:

$$G'_{\text{гл.н}} = \frac{G_{\text{гл.н}}}{3600} = \frac{2461,42}{3600} = 0,68 \text{ кг/с}, \quad (7.28)$$

Диаметр абсорбера равен:

$$D'_a = \frac{1,8 \times \sqrt{0,486 \times 637}}{1,1 \times \sqrt{106} \times \sqrt{38,6}} = 1,7917 \text{ м}$$

Числовое значение диаметра абсорбера принимаем равный ближайшему большему стандартному $D_a = 4,0 \text{ м}$.

Расчет высоты аппарата

Рабочая высота аппарата равна, м:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6, \quad (7.29)$$

где h_1, h_6 – радиус днища;

h_2 – высота нижней сепарационной камеры аппарата;

h_3 – высота части аппарата, занятой тарелками;

h_4 – высота верхней сепарационной камеры аппарата;

h_5 – высота над тарелками (рисунок 7.12).

Высота h_2 нижней камеры колонны принимается равной 5,5 м.

Высота h_3 равна:

$$h_3 = (N_p - 1) \times h_T, \quad (7.30)$$

где N_p – число рабочих тарелок в колонне.

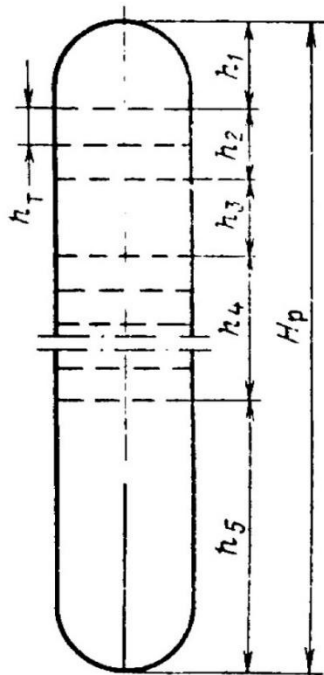


Рисунок 7.12 – Схема для расчета рабочей высоты абсорбера

Число рабочих тарелок в аппарате определяется по формуле:

$$N_p = \frac{N_T}{\eta_T}, \quad (7.31)$$

где η_T – К.П.Д. тарелок из контактно-сепарационных элементов.

Обычно К.П.Д. тарелок в промышленных абсорберах гликолевой осушки лежит в пределах $\eta_T = 0,25-0,4$.

С целью максимальной осушки газа принимаем $\eta_T = 0,35$.

Тогда:

$$N_p = \frac{2}{0,35} = 5,71 \approx 6,$$

$$h_3 = (6-1) \times 0,6 = 3 \text{ м.}$$

Высота верхней части h_4 принимается равной 4,1 м.

$h_1=h_6=2$ м, h_5 – высота низа абсорбера, определяется исходя из 5-10 минутного запаса абсорбента внизу абсорбера, необходимого для нормальной работы насоса или перетока в абсорбере, по формуле:

$$h_5 = \frac{4 \times V_0 \times \tau}{\pi \times D^2}, \quad (7.32)$$

где V_0 – производительность насоса, м³/мин;

τ - запас абсорбента, мин;

D – диаметр абсорбера, м.

$$h_5 = \frac{4 \times 0,1 \times 10}{3,14 \times 4^2} = \frac{4}{50,24} = 0,08 \text{ м,}$$

Тогда:

$$H_p = 2 + 5,5 + 3 + 4,1 + 0,08 + 2 = 16,7 \text{ м}$$

Расчет штуцеров

Штуцер ввода исходного газа:

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \times V_{CEK}}{\pi \times \omega_{доп}}} \text{ мм}, \quad (7.33)$$

где d – внутренний диаметр трубопровода, мм;

$V_{сек}$ – объемный расход газа, м³/сек;

$\omega_{доп}$ – допустимая скорость газа (жидкости) $\omega_{доп} = 0,2 \div 0,5$ м/сек.

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \times 17,708}{\pi \times 0,5}} \text{ м}$$

Принимаем $D_y = 600$ мм.

Штуцер вывода газа:

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \times 17,708}{\pi \times 0,5}} \text{ м},$$

$D_y = 600$ мм.

Штуцер ввода абсорбента:

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \times 66,68}{\pi \times 0,5}} \text{ м},$$

Принимаем $D_y = 80$ мм.

Штуцер вывода абсорбента:



Принимаем $D_y = 80 \text{ мм}$.

Вопросы для самопроверки:

1. Назначение абсорберов.
2. Принцип работы абсорберов.
3. Конструкция абсорберов.
4. Методика расчета абсорбера.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [1], [4], [7], [9].

8. РАСЧЕТ ДЕСОРБЕРА

Цель – изучить методику расчета десорбера.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: назначение и принцип работы десорбера;
- умения: уметь проводить расчет десорбера.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Десорбция - процесс обратный абсорбции. Его осуществляют при нагревании поглотителя, снижении давления в системе, либо подаче отдувочного газа. Влага выделяется из раствора и переходит в газовую фазу.

Теоретическая часть

Процесс десорбции – выделение воды из раствора поглотителя – проводят в насадочных или барботажных колоннах. Раствор гликоля, поступающий на регенерацию, подается в колонну на 3–4 тарелки сверху. Из нижней части колонны выводится регенерированный раствор гликоля. При диаметре колонны до 600 мм десорбер засыпают насадкой, свыше 600 мм его оборудуют 14–18 тарелками (обычно колпачковыми). Тепло в низ колонны подводится за счет устройства выносной печи. При оборудовании десорбера печью с огневым подогревом последняя монтируется с ним в одном блоке. Рассмотрим ниже конструкцию колпачковых тарелок (рисунок 8.1), которыми обычно оборудуется десорбер.

Колпачковые тарелки благодаря широкому диапазону эффективной работы особенно целесообразно применять на газовых промыслах, где со временем наступает период падающей добычи. В колпачковых тарелках газ на тарелку поступает через патрубки, покрытые колпачками с прорезями (рисунок 8.1). Проходя через прорези, газ разбивается на отдельные струи и

пузырьки, которые движутся через слой жидкости, образуя пену и брызги, где и происходит тепло- и массообмен между газом и жидкостью.

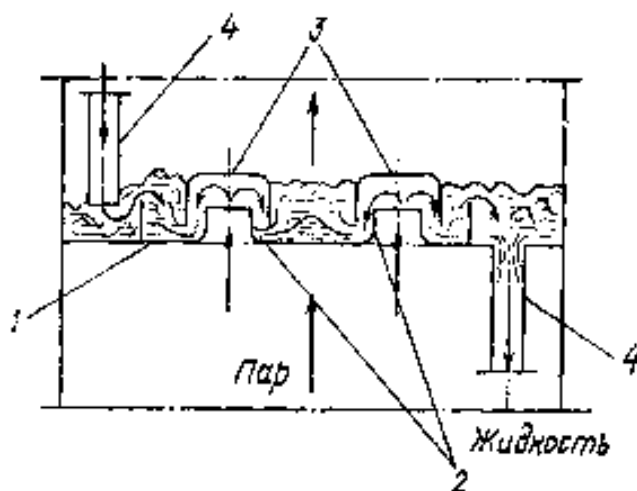


Рисунок 8.1 – Схема работы колпачковой тарелки:

1 – тарелка; 2 – газовые патрубки; 3 – колпачки; 4 – сливные трубки.

Задача

Выполнить расчет десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля.

Исходные данные приведены в таблице 8.1.

Таблица 8.1 – Расчет количества тепла, выделяемого при растворении углеводородов в ДЭГ

Компонент	Состав растворенных углеводородов x_i , масс.доли	Количество растворенного углеводорода $g_{pi} = G_{p,y} \times x_i = 301,54 \times x_i$, кг/ч	Теплота растворения углеводорода r_i , кДж/кг	$\frac{q_i * r_i}{3600}$, кВт
CH_4	0,3848	116,03	225	7,25
C_2H_6	0,2532	76,35	160	3,39
C_3H_8	0,1973	59,49	65	1,07
C_4H_{10}	0,1647	49,66	0	0
Σ	1,0000	301,54	—	11,71

Рассчитать десорбер для регенерации насыщенного раствора диэтиленгликоля, состав которого дан в таблице 8.2, при следующих исходных данных: количество раствора диэтиленгликоля $G_{\text{ГЛ.Н}} = 41614$ кг/ч; давление в аппарате $\pi = 0,06$ МПа.

Таблица 8.2 – Расчет координат линии равновесия

Концентрация воды в растворе x_1 масс. доли	Мольная масса раствора $M_{\text{ср}}$	Давление водяных паров в растворе p_1 , Па	Мольная концентрация вода растворе кмоль/кмоль	Равновесная концентрация водяных паров в газе $Y'_1 = \frac{p_1}{\pi}$, кмоль/кмоль
0,01	101,4	188	0,0563	0,000047
0,02	97,1	516	0,1079	0,000129
0,03	92,6	1088	0,1543	0,000272
0,05	94,7	1740	0,2631	0,00044
0,10	70,9	2760	0,3939	0,00069

Содержание диэтиленгликоля в регенерированном растворе не менее $x_1 = 0,987$ масс. долей.

Температура раствора диэтиленгликоля при его выводе из аппарата $t_1 = 125^\circ\text{C}$.

Расчет температуры в аппарате

По данным работы десорберов температура ввода сырья в аппарат находится в пределах $52-109^\circ\text{C}$. Принимается повышенное значение температуры ввода сырья в аппарат $t_2 = 105^\circ\text{C}$.

Температура парогазовой смеси, выводимой из аппарата, принимается равной $t_{\text{п}} = 100^\circ\text{C}$.

Температура воды, подаваемой для орошения верха аппарата, принимается равной $t_0 = 97^\circ\text{C}$.

Температура раствора диэтиленгликоля после обмена теплом с более нагретой парогазовой смесью определяется из теплового баланса аппарата.

Материальный баланс десорбера

Уравнение материального баланса десорбера, схема материальных

потоков которого показана на рисунке 8.2, имеет вид:

$$G_{г.л.н} + G'_г + G_0 = G_{п.г.с.} + G_ж + G_0, \quad (8.1)$$

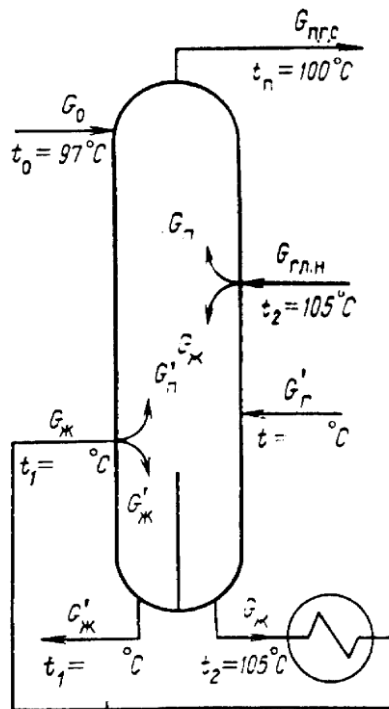


Рисунок 8.2 – Схема материальных потоков десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля

Левая часть уравнения отвечает приходу материальных потоков (кг/ч): $G_{г.л.н}$ – насыщенного раствора диэтиленгликоля, подаваемого на регенерацию; $G'_г$ – отдувочного газа; G_0 – испарившегося орошения; $G_{п.г.с.}$ – парогазовой смеси; $G_ж$ – жидкости в испаритель.

Для регенерации раствора гликоля до концентрации 99% (масс.) и более применяется отдувочный или отпарной газ, подаваемый под первую тарелку десорбера. Отдувочный газ уменьшает парциальное давление водяного пара и способствует переходу воды из жидкой фазы в паровую.

Количество отдувочного газа рассчитывается по формуле:

$$N'_r = N_{\text{гл}} \times S / K, \quad (8.2)$$

где $N_{\text{гл}}$ – количество диэтиленгликоля в насыщенном растворе, кмоль/ч;

S – фактор десорбции воды;

K – константа равновесия воды в системе ДЭГ-вода.

Количество диэтиленгликоля в насыщенном растворе равно:

$$N_{\text{гл}} = \frac{G_{\text{гл.н}} \times x_2}{M_{\text{гл.н}}} = \frac{41614 \times 0,96}{106,12} = 376,5 \text{ кмоль/ч}, \quad (8.3)$$

Фактор десорбции воды можно определить по диаграмме Крессера; для этого принимается число теоретических тарелок $N_T = 3$. Расчетная степень отпарки парогазовой смеси в аппарате равна:



$$(8.4)$$

Тогда, при $\phi = 0,69$ и $N_T = 3$ из графика Крессера находим $S = 0,88$ (рисунок 8.3).

Температура отдувочного газа принимается равной $t_r = 154^\circ\text{C}$. Тогда константа фазового равновесия для воды при этой температуре и давлении $\pi = 0,06$ МПа

Определяется из графика (рисунок 8.4); она равна $K = 7,7$.

Тогда:

$$N'_r = \frac{376,5 \times 0,88}{7,7} = 43 \text{ кмоль/ч},$$

Состав принятого в данном случае отдувочного газа дан в таблице 8.3.

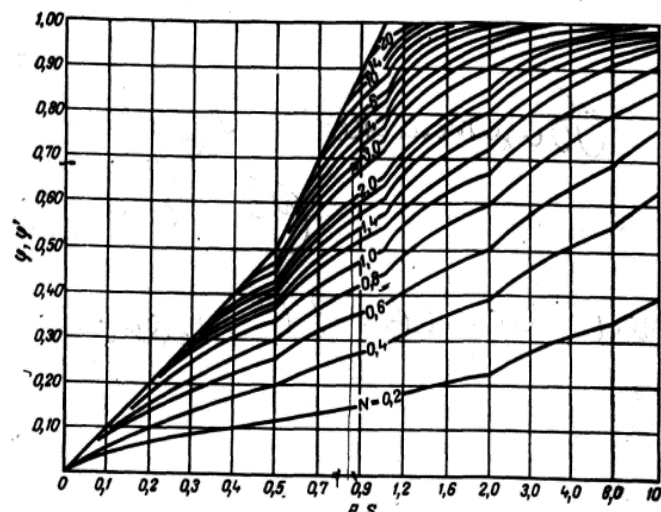


Рисунок 8.3 – График зависимости ϕ от A (или S), используемый при расчете процессов абсорбции и десорбции углеводородных газов

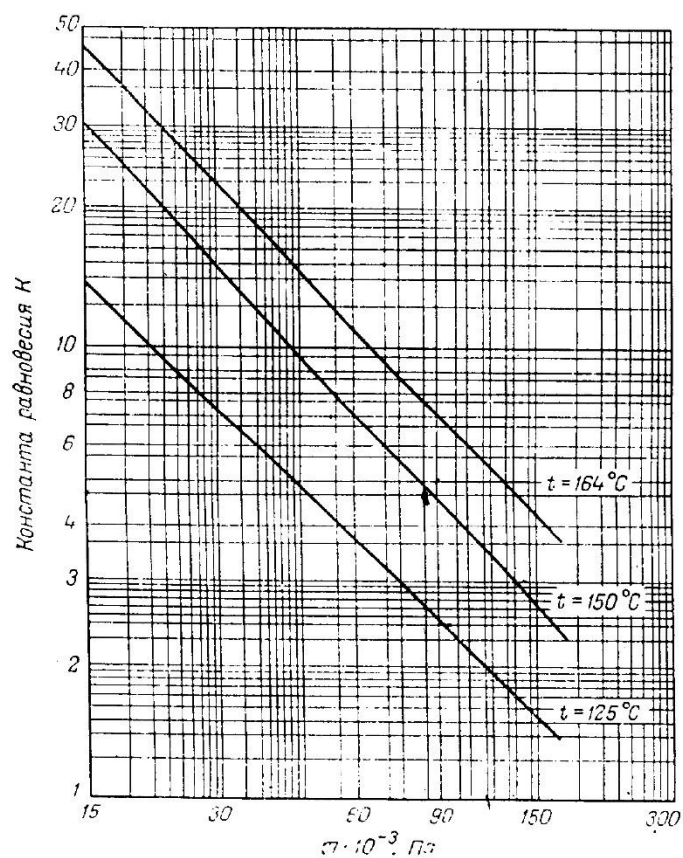


Рисунок 8.4 – Зависимость константы равновесия воды в системе ДЭГ - вода от температуры и давления

Таблица 8.3 – Состав отдувочного газа

Компонент	Мольная масса M_i	Содержание y_i , мольн.доли	$M_i \times y_i'$	Содержание Масс.доли
CH ₄	16	0,970	15,52	0,9227
C ₂ H ₆	30	0,009	0,27	0,0160
C ₃ H ₈	44	0,013	0,57	0,0338
C ₄ H ₁₀	58	0,008	0,46	0,0275
Σ		1,000	16,82= M'_r	1,0000

Расход отдувочного газа составляет:

$$G'_r = N'_r \times M'_r = 43 \times 16,82 = 723 \text{ кг/ч} \quad \text{или} \quad V'_r = \frac{G'_r}{\rho_r} = \frac{723}{0,36} = 2008 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (8.5)$$

При этом плотность газа равна:

$$\rho_r = \frac{M_r \times \pi \times 273}{22,4 \times (t_r + 273) \times 0,1 \times 10^6} = \frac{16,82 \times 0,06 \times 10^6 \times 273}{22,4 \times (154 + 273) \times 0,1 \times 10^6} = \frac{275,51}{765,52} = 0,36 \text{ кг/м}^3, \quad (8.6)$$

Удельный расход отдувочного газа равен:

$$\omega = V'_r / V_{\text{гл.н}}, \quad (8.7)$$

где $V_{\text{гл.н}}$ – объемное количество насыщенного влагой диэтиленгликоля, м³/ч.

Величина $V_{\text{гл.н}}$ рассчитывается по формуле:

$$V_{\text{гл.н}} = \frac{G_{\text{гл.н}}}{\rho_{\text{гл.н}}} = \frac{41614}{1055} = 39,4 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (8.8)$$

где $\rho_{\text{гл.н}}$ – плотность раствора гликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ (рисунок 8.5).

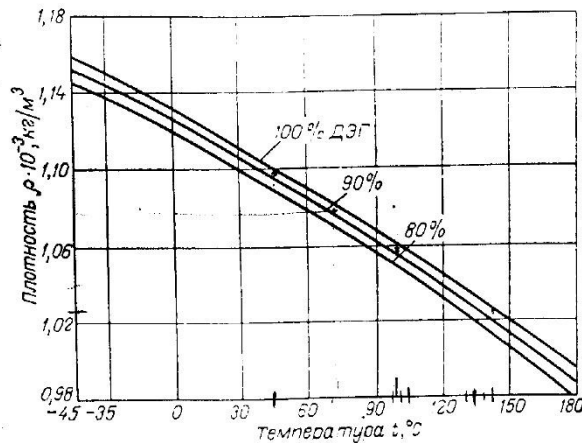


Рисунок 8.5 – Зависимость плотности растворов диэтиленгликоля от температуры

Тогда:

$$\omega = \frac{2008}{39,4} = 51 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

Удельный расход отдувочного газа в промышленных регенераторах гликолей находится в пределах $\omega=10 - 100 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Для определения количества парогазовой смеси, выводимой из аппарата, рассчитываются количества парогазовой смеси, образованные при однократном испарении насыщенного раствора диэтиленгликоля. Однократному испарению раствор ДЭГ подвергается дважды: первый раз – при вводе сырья $G_{\text{г.н}}$ в аппарат и второй – при вводе нагретого в испарителе жидкого остатка $G_{\text{ж}}$, полученного после однократного испарения сырья (рисунок 8.6). При этом допускается, что при контакте с отдувочным газом состав насыщенного гликоля после первого однократного испарения не меняется. Такое допущение обеспечивает резерв разделительной возможности аппарата.

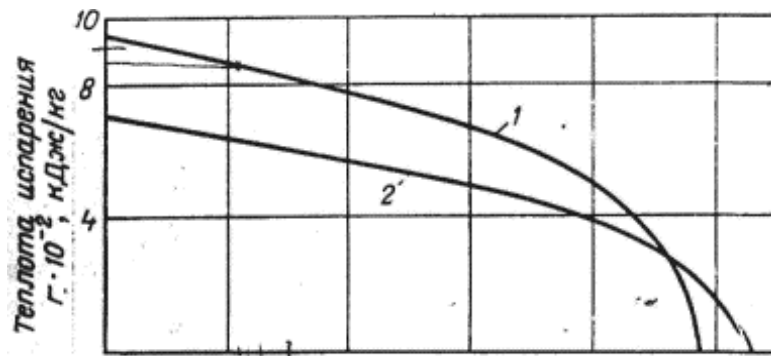


Рисунок 8.6 – Зависимость теплоты испарения диэтиленгликоля (1) и триэтиленгликоля (2) от температуры

Мольная доля отгона рассчитывается по методу Трегубова, путем подбора такого значения e' , при котором удовлетворяются равенства:

$$\sum x'_{ni} = \sum \frac{C'_i}{1 + e'(K_i - 1)} = 1, \quad (8.9)$$

$$\sum y'_{ni} = \sum K_i \times x'_{ni} = 1, \quad (8.10)$$

где x'_{ni} , y'_{ni} – содержание i -го компонента в жидкой и паровой фазах, образовавшихся при однократном испарении насыщенного диэтиленгликоля, мольн.доли;

K_i – константа фазового равновесия i -го компонента.

Однократное испарение насыщенного раствора $G_{г.н}$ происходит при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ и давлении $\pi = 0,06$ МПа.

При этих же условиях константы фазового равновесия для метана, этана, пропана и бутана могут быть найдены из номограммы; константа фазового равновесия для раствора диэтиленгликоля рассчитывается по формуле:

$$K_{дэг} = P_{дэг}/\pi, \quad (8.11)$$

где $P_{дэг}$ – давление насыщенного пара диэтиленгликоля, Па.

Давление насыщенного пара диэтиленгликоля (Па) в интервале температур от 80 до 165 °С можно вычислить по уравнению:

$$\lg P_{дэг} = 10,2775 - \frac{2727,3}{T}, \quad (8.12)$$

где Т-температура, К.

$$P_{дэг} = 10^{10,2775 - \frac{2727,3}{T}} \text{ Па}, \quad (8.13)$$

Ниже приведены подобранные значения мольных долей отгона:

- при однократном испарении насыщенного раствора ДЭГ $e' = 0,106$;
- при вторичном однократном испарении ДЭГ $e' = 0,0032$.

Расчеты составов парогазовой и жидкой фаз, образовавшихся при однократном испарении абсорбента, даны в таблице 8.4.

Таблица 8.4 – Состав отдувочного газа

Компонент	Мольная масса M_i	Содержание y_i , мольн.доли	$M_i \times y_i'$	Содержание Масс.доли
CH ₄	16	0,970	15,52	0,9227
C ₂ H ₆	30	0,009	0,27	0,0160
C ₃ H ₈	44	0,013	0,57	0,0338
C ₄ H ₁₀	58	0,008	0,46	0,0275
Σ		1,000	16,82= M'_r	1,0000

Содержание диэтиленгликоля в растворе после однократного испарения при температуре $t=105^\circ\text{C}$ и давлении $\pi = 0,06\text{МПа}$ составляет 0,9864 масс. долей.

Для подачи в абсорбер осушки газа требуется раствор, содержащий

0,98 масс. долей диэтиленгликоля, так что для этого аппарата условие регенерации выполняется.

Содержание диэтиленгликоля в растворе после второго однократного испарения при температуре $t=154\text{ }^{\circ}\text{C}$ и давлении $\pi=0,06\text{ МПа}$ составляет 0,9875 масс. долей, причем оно удовлетворяет условиям регенерации в рассчитываемом аппарате.

Массовые доли отгона равны:

При $t=105\text{ }^{\circ}\text{C}$:

$$e_1 = e_1' \times \frac{M_{\text{д.г.}}}{M_{\text{н}}}, \quad (8.14)$$

После первого однократного испарения имеем:

- количество парогазовой смеси:

$$G_{\text{п}} = e_1 \times G_{\text{г.л.н}} = 0,0279 \times 41614 = 1161 \text{ кг/ч}, \quad (8.15)$$

- количество жидкости:

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{г.л.н}} - G_{\text{п}} = 41614 - 1161 = 40453 \text{ кг/ч}, \quad (8.16)$$

Парогазовая смесь, образовавшаяся в результате однократных испарений раствора диэтиленгликоля, вместе с отдувочным газом выводится из верхней части аппарата. Расчет количества и состава этой смеси дан в таблице 8.5.

Материальный баланс десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля дан в таблице 8.6.

Расчет теплового баланса десорбера

Уравнение теплового баланса десорбера в общем виде имеет вид:

$$Q_{G_{г.л.н}} + Q_{G'_{г}} + Q_{G_0} = Q'_{G_{ж}} + Q_{G_{п.г.с.}} + Q'_{G_0} \quad (8.17)$$

Таблица 8.5 – Расчет средней молярной массы насыщенного раствора ДЭГ

Компонент	Молярная масса, M_i	Количество		Содержание		$M_i \times x_{ni}$
		q_i , кг/ч	$n_i = \frac{q_i}{M_i}$ кмоль/ч	$x_i = \frac{q_i}{\sum q_i}$ масс. доли	$x_{iH} = \frac{n_i}{\sum n_i}$ молярн. доли	
ДЭГ	106,12	7043,4	66,45	0,9561	0,8351	88,52
H ₂ O	18	22,04	1,22	0,0030	0,0153	0,28
CH ₄	16	115,2	7,2	0,0156	0,0904	1,45
C ₂ H ₆	30	70,2	2,34	0,0095	0,0294	0,88
C ₃ H ₈	44	65,1	1,48	0,0089	0,0186	0,82
C ₄ H ₁₀	58	51,04	0,88	0,0069	0,0112	0,65
Σ		7366,98	79,57	1,0000	1,0000	92,6

Таблица 8.6 – Материальный баланс десорбера

Поток, поступающий в десорбер	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из десорбера	Количество, кг/ч
Насыщенный раствор $G_{г.л.н}$	41614	Парогазовая смесь $G_{п.г.с.}$	1884
Отдувочный газ $G_{г}$	723	Жидкость в испаритель $G_{ж}$	40453
Орошение G_0	—	Орошение G_0	—
Σ	42337+ G_0	Σ	42337+ G_0

Левая часть уравнения отвечает приходу тепла (кВт):

$Q_{G_{г.л.н}}$ – с насыщенным раствором диэтиленгликоля, подаваемым в аппарат на регенерацию;

$Q'_{G_{г}}$ – с отдувочным газом;

Q_{G_0} – с орошением верха аппарата; правая – расходу тепла (кВт);

$Q'_{G_{ж}}$ – с жидким остатком однократного испарения сырья, направляемым в испаритель;

$Q_{G_{п.г.с.}}$ – с парогазовой смесью и отдувочным газом;

Q'_{G_0} – с испаряющимся водяным орошением.

Количество тепла, вносимое в аппарат насыщенным раствором диэтиленгликоля, рассчитывается по уравнению:

$$Q_{G_{г.л.н}} = G_{г.л.н} \times [H_{t2} \times e_1 + h_{t2} \times (1 - c_1)], \quad (8.18)$$

где H_{t2} – энтальпия парогазовой смеси $G_{п}$, образовавшейся при однократном испарении сырья при температуре $t_2=105^{\circ}\text{C}$, кДж/кг;

h_{t2} – энтальпия жидкости $G_{ж}$, образовавшейся при однократном испарении сырья при той же температуре, кДж/кг.

Энтальпия парогазовой смеси $G_{п}$ рассчитывается по формуле:

$$H_{t2} = c_{п} \times t_2, \quad (8.19)$$

где $c_{п}$ – теплоемкость парогазовой смеси, кДж/(кг $\times^{\circ}\text{C}$).

Расчет теплоемкости парогазовой смеси при известном её составе (таблица 8.7) производится в последовательности, изложенной в расчете абсорбера.

Таблица 8.7 – Материальный баланс процесса осушки углеводородного сырья

Поток, поступающий в аппарат	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из аппарата	Количество, кг/ч
Увлажненная парогазовая смесь G_y	637568,31	Осушенная газовая смесь G_o	637244,77
Свежий раствор гликоля $G_{гл}$	2137,88	Насыщенный раствор гликоля $G_{гл.н}$	2461,42
Σ	639706,19	Σ	639706,19

Предварительно определяется теплоемкость пара раствора диэтиленгликоля по формуле:

$$C_{дэг} = H_{дэг}/t_2, \quad (8.20)$$

где $H_{дэг}$ – энтальпия пара диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^{\circ}\text{C}$, кДж/кг.

Энтальпия пара диэтиленгликоля рассчитывается по формуле:

$$H_{\text{ДЭГ}} = h_{\text{ДЭГ}} + r, \quad (8.21)$$

где $h_{\text{ДЭГ}}$ – энтальпия жидкого диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, кДж/кг;

r – теплота испарения диэтиленгликоля при той же температуре, кДж/кг.

Энтальпия жидкого ДЭГа равна:

$$H_{\text{ДЭГ}} = c \times t_2 = 2,5 \times 105 = 262,5 \text{ кДж/кг}, \quad (8.22)$$

где $c = 2,5 \text{ кДж}/(\text{кг} \times ^\circ\text{C})$ – теплоемкость диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ (рисунок 8.7).

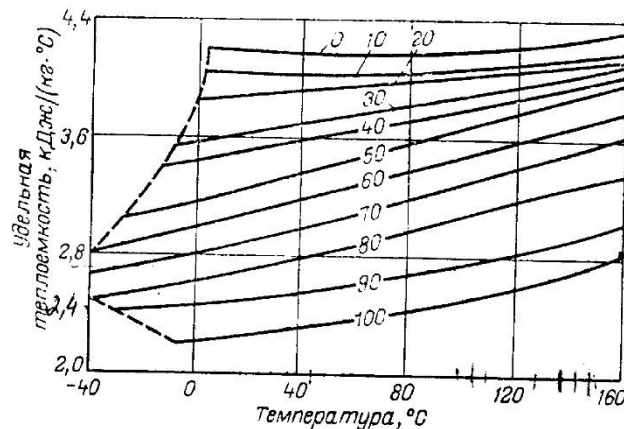


Рисунок 8.7 – Диаграмма для определения теплоёмкости водных растворов диэтиленгликоля

Теплота испарения диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, равная $r = 860 \text{ кДж/кг}$, определяется из графика (рисунок 8.6).

Тогда:

$$H_{\text{ДЭГ}} = 262,5 + 860 = 1122,5 \text{ кДж/кг}$$

$$c_{\text{ДЭГ}} = \left\{ \text{кДж}/(\text{кг} \times ^\circ\text{C}). \quad (8.23) \right.$$

Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ рассчитана в таблице 8.8.

Таблица 8.8 – Тепловой баланс аппарата

Наименование теплового потока	Температура, $^\circ\text{C}$	Количество тепла, кВт
Приход:		
Насыщенный раствор $Q_{\text{ГЛ.Н}}$	105	3251
Отдувочный газ $Q_{\text{Г'Г}}$	154	81
Орошение Q_{Go}	97	Q_{Go}
Σ	—	$3332 + Q_{\text{Go}}$
Расход:		
Жидкость в испаритель $Q'_{\text{ГЖ}}$	105	3162
Парогазовая смесь $Q_{\text{П.Г.С.}}$	100	134
Испаренное орошение Q'_{Go}	100	Q'_{Go}
Σ	—	$3296 + Q'_{\text{Go}}$

Тогда:

$$H_{t2} = 2,63 \times 105 = 276,2 \text{ кДж/кг},$$

Энтальпия раствора диэтиленгликоля равна:

$$h_{t2} = c_{\text{ж}} \times t_2 = 2,68 \times 105 = 281,4 \text{ кДж/кг}, \quad (8.24)$$

где $c_{\text{ж}} = 2,68 \text{ кДж/(кг} \times ^\circ\text{C)}$ – теплоемкость раствора, содержащего $x = 0,987$ масс. долей ДЭГа, при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ (рисунок 8.7).

$$\text{Тогда } Q_{\text{ГЛ.Н}} = 41614 \times [276,2 \times 0,0279 + 281,4 \times (1 - 0,0279)] = 11703893,4 \text{ кДж/ч} = 3251 \text{ кВт}.$$

Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ приведена в таблице 8.9.

Количество тепла, которое вносится в аппарат отдувочным газом, рассчитывается по уравнению:

$$Q_{G\Gamma} = G'_{\Gamma} \times c_p \times t, \quad (8.25)$$

где c_p – теплоемкость отдувочного газа при температуре $t=154$ °С, кДж/(кг×°С).

Таблица 8.9 – Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105$ °С

Компонент	Содержание y_i , масс.доли	Теплоемкость c_{pi}^0 , кДж/(кг×°С)	$y_i \times c_{pi}^0$, кДж/(кг×°С)
ДЭГ	0,0470	10,70	0,50
H ₂ O	0,0383	1,86	0,07
CH ₄	0,3947	2,47	0,97
C ₂ H ₆	0,2403	2,11	0,51
C ₃ H ₈	0,1647	2,05	0,34
C ₄ H ₁₀	0,1150	2,05	0,24
Σ	1,0000	—	2,63= c_H

Величина $c_p = 2,63$ кДж/(кг×°С) – (таблица 8.10).

Таблица 8.10 – Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105$ °С

Компонент	Содержание y_i , масс.доли	Теплоемкость c_{pi}^0 , кДж/(кг×°С)	$y_i \times c_{pi}^0$, кДж/(кг×°С)
ДЭГ	0,0470	10,70	0,50
H ₂ O	0,0383	1,86	0,07
CH ₄	0,3947	2,47	0,97
C ₂ H ₆	0,2403	2,11	0,51
C ₃ H ₈	0,1647	2,05	0,34
C ₄ H ₁₀	0,1150	2,05	0,24
Σ	1,0000	—	2,63= c_H

Тогда:

$$Q_{G\Gamma} = 723 \times 2,62 \times 154 = 291716 \text{ кДж/ч} = 81 \text{ кВт},$$

Количество тепла, которое выносится из десорбера жидким остатком первого однократного испарения сырья при температуре $t_2 = 105$ °С, равно:

$$Q'_{Gж} = G_{ж} \times h_{t2} = 40453 \times 281,4 = 11383474 \text{ кДж/кг} = 3162 \text{ кВт}, \quad (8.26)$$

Количество тепла, которое выносит из десорбера парогазовая смесь при температуре $t_{\text{п}} = 100^\circ\text{C}$, равно:

$$Q_{\text{Гп.г.с.}} = G_{\text{п.г.с.}} \times c_{\text{п.г.с.}} \times t_{\text{п}} = 1884 \times 2,56 \times 100 = 482304 \text{ кДж/ч} = 134 \text{ кВт}, \quad (8.27)$$

где $G_{\text{п.г.с.}}$ – количество парогазовой смеси. $G_{\text{п.г.с.}} = 2,56 \text{ кДж/(кг} \times ^\circ\text{C)}$.

Тепловой баланс аппарата представлен в таблице 8.11.

Таблица 8.11 – Тепловой баланс аппарата.

Наименование теплового потока	Температура, $^\circ\text{C}$	Количество тепла, кВт
Приход:		
Насыщенный раствор $Q_{\text{ГЛ.н}}$	105	3251
Отдувочный газ $Q_{\text{Г'г}}$	154	81
Орошение Q_{Go}	97	Q_{Go}
Σ	–	$3332 + Q_{\text{Go}}$
Расход:		
Жидкость в испаритель $Q'_{\text{Гж}}$	105	3162
Парогазовая смесь $Q_{\text{Гп.г.с.}}$	100	134
Испаренное орошение Q'_{Go}	100	Q'_{Go}
Σ	–	$3296 + Q'_{\text{Go}}$

Из теплового баланса десорбера имеем:

$$3332 + Q_{\text{Go}} = 3296 + Q'_{\text{Go}}, \quad (8.28)$$

Или:

$$Q'_{\text{Go}} - Q_{\text{Go}} = 36 \text{ кВт}, \quad (8.29)$$

Решая последнее уравнение относительно количества оросительной воды, получим:

$$G_0 = \frac{360000}{112400} \text{ кг/ч}, \quad (8.30)$$

При этом H_{100} – энтальпия водяного пара при температуре $t_{\text{п}} = 100^\circ\text{C}$, кДж/кг;

H_{97} – энтальпия воды при температуре $t_0 = 97^\circ\text{C}$, кДж/кг.

Расчет диаметра десорбера

Диаметр аппарата в его наиболее нагруженном нижнем сечении (под нижней тарелкой) рассчитывается по формуле:

$$D_d = \frac{\frac{1800 \times G'_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} + \sqrt{(K_0 \times C + 35) \times \frac{G_{\text{п.г.}}}{\sqrt{\rho_{\text{п}} \times (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}}}{K_0 \times C + 35}, \quad (8.31)$$

где $G'_{\text{ж}}$ – расход регенерированного раствора диэтиленгликоля с нижней тарелки десорбера, кг/с;

$\rho_{\text{ж}} = 1018 \text{ кг/м}^3$ – плотность раствора гликоля при температуре $t_1 = 154^\circ\text{C}$ (рисунок 8.5);

$K_0 = 0,25$ – коэффициент для тарелок;

$c = 550$ – коэффициент для десорберов при расстоянии между тарелками $h_T = 0,6 \text{ м}$;

$G_{\text{п.г.с.}}$ – расход парогазовой смеси, поступающей под нижнюю тарелку десорбера, кг/ч; $\rho_{\text{п}}$ – плотность парогазовой смеси, кг/м^3 .

Расход регенерированного ДЭГ равен:

$$G'_{\text{ж}} = \frac{40453}{3600} = 11,24 \text{ кг/с},$$

Количество парогазовой смеси под нижней тарелкой, а также состав и средняя молярная масса рассчитаны в таблица 8.12.

Плотность этой парогазовой смеси составляет:

$$\rho_{\text{п}} = \dots \text{ кг/м}^3, \quad (8.32)$$

Диаметр десорбера равен:

$$D'_{\text{д}} = \frac{\frac{1800 \times 11,24}{1018} + \sqrt{(0,25 \times 550 + 35) \times \frac{417,81}{\sqrt{0,31 \times (1018 - 0,31)}}}}{0,25 \times 550 + 35} = 0,48 \text{ м}, \quad (8.33)$$

Таблица 8.12 – Расчет состава парогазовой смеси под нижней тарелкой десорбера.

Компонент	Мольная масса M_i	Поток $G_{\text{п.г.с.}} = G'_{\text{п.г.с.}} + G'_{\text{г}}$			
		Количество		Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n}$ мольн. доли	$M_i \times y'_i$
		g_i , кг/ч	$n_i = g_i/M_i$, кмоль/ч		
ДЭГ	106,12	27,71	0,2611	0,0112	1,19
H ₂ O	18	22,58	1,2544	0,0535	0,96
CH ₄	16	339,11	21,1943	0,9057	14,49
C ₂ H ₆	30	5,88	0,196	0,0083	0,25
C ₃ H ₈	44	12,42	0,2823	0,0141	0,62
C ₄ H ₁₀	58	10,11	0,1743	0,0071	0,41
Σ	—	417,81	23,3624 $\approx$ 23,4	1,0000	17,92 ($M_{\text{п.г.с.}}$)

Принимают диаметр десорбера $D = 0,6$ м.

Расчет высоты десорбера

Рабочая высота аппарата равна, м:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5, \quad (8.34)$$

где h_1 – высота верхней камеры колонны;

h_2 – высота верхней секции колонны (тарелки);

h_3 – высота секции питания;

h_4 – высота нижней секции колонны занятой тарелками;

h_5 – высота нижней камеры колонны.

На основании практических данных принимается следующее:

$$h_1 = 1,0 \text{ м}, h_3 = 1,2 \text{ м}, h_5 = 2,5 \text{ м},$$

Высота верхней секции равна:

$$h_2 = (N_B - 1) \times h_T,$$

где N_B – число рабочих тарелок в верхней секции аппарата,

h_T – расстояние между тарелками.

Обычно число рабочих тарелок в верхней секции аппарата составляет

$$N_B = 2-4. \text{ Примем } N_B = 3.$$

Тогда $h_2 = (3-1) \times 0,6 = 1,2$ м. Высота нижней секции равна:

$$h_4 = (N_H - 1) \times h_T,$$

где N_H – число рабочих тарелок в нижней секции аппарата.

Выше при определении фактора десорбции воды, было принято число теоретических тарелок $N_T = 3$. Известно, что число рабочих тарелок равно:

$$N_H = N_T / \eta, \quad (8.35)$$

где η - КПД тарелок с круглыми колпачками (0,1-0,3). Принимается среднее значение $\eta = 0,2$. Тогда:

$$N_H = \frac{3}{0,2} = 15,$$

Число рабочих тарелок в десорберах промышленных осушительных установок изменяется в пределах 10 – 20.

Высота нижней секции равна:

$$h_4 = (15-1) \times 0,6 = 8,4 \text{ м.}$$

Тогда рабочая высота колонны составит:

$$H_p = 1,0 + 1,2 + 1,2 + 8,4 + 2,5 = 14,3 \text{ м.}$$

Расчет штуцеров

Штуцера ввода и вывода ДЭГа:

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \times V_{сек}}{\pi \times \omega_{доп}}} \text{ м,} \quad (8.36)$$

где d – внутренний диаметр трубопровода; $V_{сек}$ – объемный расход ДЭГа, м³/сек; $\omega_{доп}$ – допустимая скорость жидкости 0,2 ÷ 0,5 м/сек.

$$d_1 = \sqrt{\frac{4516,46}{3,14 \times 0,2}} \text{ м,}$$

Принимаем $D_y = 150$ мм. Штуцер ввода отдувочного газа:

$$d_2 = \sqrt{\frac{490,91}{3,14 \times 0,2}} \text{ м,}$$

Принимаем $D_y = 15$ мм. Штуцер вывода парогазовой смеси:

$$d_3 = \sqrt{\frac{426,58}{3,14 \times 0,2}} \text{ м,}$$

Принимаем $D_y = 57$ мм.

Вопросы для самопроверки:

1. Назначение десорберов.
2. Принцип работы десорберов.
3. Конструкция десорберов.
4. Методика расчета десорбера.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [1], [4], [9].

9. РАСЧЕТ ПЕЧИ РЕГЕНЕРАЦИИ ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЯ

Цель – изучить методику расчета печи регенерации диэтиленгликоля.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: назначение и принцип работы печи регенерации диэтиленгликоля;
- умения: уметь проводить расчет печи регенерации диэтиленгликоля.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. В промышленности применяется большое число различных конструкции и типоразмеров трубчатых печей. При выборе печи в основном следует учитывать вид топлива (газовое или комбинированное); требование технологического процесса к расположению труб камеры радиации (горизонтальное или вертикальное); необходимость дифференциального подвода тепла к трубам камеры радиации; количество регулируемых потоков; время пребывания продукта в печи или камере радиации.

Теоретическая часть

Для извлечения влаги из природного газа можно применять различные осушители, которые должны иметь:

- высокую поглотительную способность в широком интервале концентраций, давления и температур;
- низкие давления насыщенных паров, чтобы потери, связанные с их испарением, были незначительными;
- температуру кипения, отличающуюся от температуры кипения воды настолько, что отделение поглощенной воды от осушителя могло бы осуществляться простыми методами;

– плотность, отличающуюся от плотности углеводородного конденсата для обеспечения четкого разделения простыми способами;

– низкую вязкость в условиях эксплуатации, обеспечивающую хороший контакт с газом в абсорбере, теплообменнике и другом массообменном оборудовании;

– высокую селективность в отношении компонентов газа, то есть низкую взаиморастворимость с ними;

– нейтральные свойства, то есть не вступать в химические реакции с ингибиторами, применяемыми в процессе добычи газа;

– малую коррозионную активность;

– низкую вспениваемость в условиях контакта с газовой смесью;

– высокую устойчивость против окисления и термического разложения;

Кроме того, осушители должны быть дешёвыми и нетоксичными.

Этим требованиям в той или иной степени отвечают гликоли – этиленгликоль (ЭГ), диэтиленгликоль (ДЭГ), триэтиленгликоль (ТЭГ) и пропиленгликоль (ПГ).

На практике в схемах установок абсорбционной осушки газа в качестве осушителей применяются высококонцентрированные растворы ДЭГа и ТЭГа. Гликоли являются двухатомными спиртами жирного ряда и с водой смешиваются во всех отношениях. Их водные растворы не вызывают коррозию оборудования. Это обстоятельство, по сравнению с другими абсорбентами, даёт им дополнительное преимущество, так как позволяет изготовить оборудование из дешёвых марок стали.

Важное свойство гликолей – способность понижать температуру замерзания водных растворов, что даёт возможность использовать водные растворы гликолей как антигидратный ингибитор при минусовых температурах контакта. Чем ниже дипольный момент гликоля, тем больше

его способность к ассоциации, понижению температуры замерзания раствора.

Основные свойства гликолей приведены в таблице 9.1.

Таблица 9.1 – Основные физико-химические свойства ДЭГа и ТЭГа

Показатели	ДЭГ	ТЭГ
Химическая формула	$C_4H_8(OH)_2$	$C_6H_{12}(OH)_2$
Относительная молекулярная масса	106,12	150,17
Плотность при 20 °С, г/см ³	1,1184	1,1254
Вязкость при 20 °С, МПа×с	35,7	47,8
Теплоёмкость при 20 °С, кДж/кг×К	2,09	2,2
Теплота парообразования (при давлении 0,1 МПа) кДж/кг	629	416
Температура, °С:		
начала разложения	164,4	206,7
воспламенения на воздухе	150,5	173,9
вспышки (в открытом тигле)	143,3	165,5
замерзания	-9,0	-7,6
Поверхностное натяжение, 10 ⁻³ м	48,5	45,2
Коэффициент рефракции при 20°С	1,4472	1,4559
Температура кипения, °С:		
при 101,3 кПа	244,8	278,3
при 6,66 кПа	164	198
при 1,33 кПа	128	162
Скрытая теплота парообразования при 101,3 кПа, кДж/кг	628,1	367,0
Теплота растворения воды в гликолях при 90 °С, кДж/кг	134,9	210,0
Коэффициент объёмного расширения в интервале 0-50°С	0,00064	0,00069
Критическая температура, °С	410	440
Критическое давление, МПа	5,1	3,72

Поглощение гликолем воды является экзотермическим процессом, то есть сопровождается с выделением тепла.

Коэффициенты теплопередачи гликолей снижаются с ростом их молекулярной массы (таблица 9.2).

Таблица 9.2 – Соотношение коэффициентов теплопередачи гликолей и воды

Гликоли	Нагрев или охлаждение жидкости		Нагрев или охлаждение паров	Конденсация паров	Кипение жидкости
	R>2100	R<2100			
ЭГ	0,49	0,12	0,60	0,28	0,30
ТЭГ	0,49	0,09	0,60	0,15	0,30
ДЭГ	0,50	0,11	0,60	0,17	0,30

Экспериментальные значения растворимости природного газа в водных растворах ДЭГа приведены в таблице 9.3. С увеличением концентрации воды

растворимость природного газа в водных растворах ДЭГа снижается.

Растворимость газа в ТЭГе на 25-30% выше, чем в ДЭГе. Следовательно, ДЭГ обеспечивает более высокий коэффициент избирательности в системе вода - углеводороды. Из-за малых значений растворимости газов в растворах гликолей можно указать, что этот факт при осушке бессернистых газов практически не влияет на показатели работы установки.

Таблица 9.3 – Растворимость природного газа в водных растворах ДЭГа

Концентрация раствора ДЭГа, % масс.	Давление, МПа	Растворимость газа (м ³ /м ³) при температуре °С				
		20	30	40	50	60
100	2,0	1,84	1,60	1,40	1,19	1,00
	4,0	3,68	3,20	2,80	2,30	2,00
	6,0	5,44	4,77	4,10	3,50	3,00
	8,0	7,0	6,40	5,44	4,62	3,94

При снижении температуры газа в газопроводе гликоли поглощают дополнительную влагу из паровой фазы, что снижает его концентрацию в жидкой фазе. Это приводит к снижению температуры замерзания жидкой фазы, что предотвращает образование твердой фазы в газопроводах.

Водные растворы ТЭГа имеют преимущества по сравнению с растворами ДЭГа и ЭГа. У триэтиленгликоля давление насыщенных паров меньше, чем у ДЭГа, следовательно, потери ТЭГа за счёт уноса с осушенным газом и при регенерации будут меньше.

ТЭГ при высокой степени осушки даёт более значительное понижение температуры точки росы, чем ДЭГ. Кроме того, ТЭГ имеет более высокую температуру начала разложения (206 °С), чем ДЭГ (164 °С).

Добавление к диэтиленгликолю низкомолекулярных гликолей, таких как ЭГ и ПГ, снижает вязкость и температуру застывания его растворов. С таким абсорбентом процесс осушки можно вести при низких температурах контакта, что, в свою очередь, позволит снизить унос гликолей с осушенным газом и повысить эффективность использования холода окружающей среды.

Наличие конденсата в регенерированном растворе снижает его осушающую способность, усиливает вспенивание гликоля, что может привести к повышенным его потерям.

Температура в испарителе блока регенерации в случае использования ДЭГа и ТЭГа поддерживается равной 160 и 190 °С соответственно. При регенерации ДЭГа разница между температурой разложения и рабочей температурой системы составляет не более 4°С. При регенерации ТЭГа этот показатель равен 16 °С. Следовательно, режим регенерации ДЭГа более уязвим по части разложения реагента. Отсюда следует, что потери ДЭГа от термического разложения будут больше, чем ТЭГа.

Для глубокой регенерации растворов ДЭГа и ТЭГа требуется создать в системе вакуум. Для достижения температуры кипения ДЭГа, не превышающей температуры разложения (164 °С), необходимо в системе создать вакуум на уровне 40 мм рт. ст. В то же время при этом вакууме температура кипения ТЭГа составляет 191 °С, что на 15 °С ниже температуры его разложения.

Равновесная точка росы газа по влаге при его осушке растворами ДЭГа и ТЭГа представлена в таблице 9.4.

Таблица 9.4 – Равновесная точка росы газа по влаге при его осушке растворами ДЭГа и ТЭГа

Температура контакта, °С	98.0		99.0		99.5	
	ДЭГ	ТЭГ	ДЭГ	ТЭГ	ДЭГ	ТЭГ
5	-24,0	-31,5	-31,7	-38,0	-36,0	-44,0
10	-20,6	-27,1	-28,5	-35,3	-34,5	-41,7
20	-14,4	-20,0	-21,7	-28,4	-27,8	-35,0
30	-6,2	-13,3	-15,2	-22,5	-21,7	-27,8
35	-2,4	-8,0	-11,5	-18,5	-18,8	-25,1
40	0,7	-5,0	-9,2	-15,8	-15,8	-23,0

В промышленности применяется большое число различных конструкции и типоразмеров трубчатых печей. При выборе печи в основном следует учитывать вид топлива (газовое или комбинированное); требование технологического процесса к расположению труб камеры радиации

(горизонтальное или вертикальное); необходимость дифференциального подвода тепла к трубам камеры радиации; количество регулируемых потоков; время пребывания продукта в печи или камере радиации. В настоящем кратком обзоре нет необходимости характеризовать печи всех известных типов. Рассмотрим только печи основных типов, имеющих широкое распространение.

Печи типа ЦС – цилиндрические с пристенным расположением труб змеевика в одной камере радиации и свободного вертикально-факельного сжигания комбинированного топлива. Печи выполняются в двух вариантах: без камеры конвекции и с камерой конвекции (рисунок 9.1).

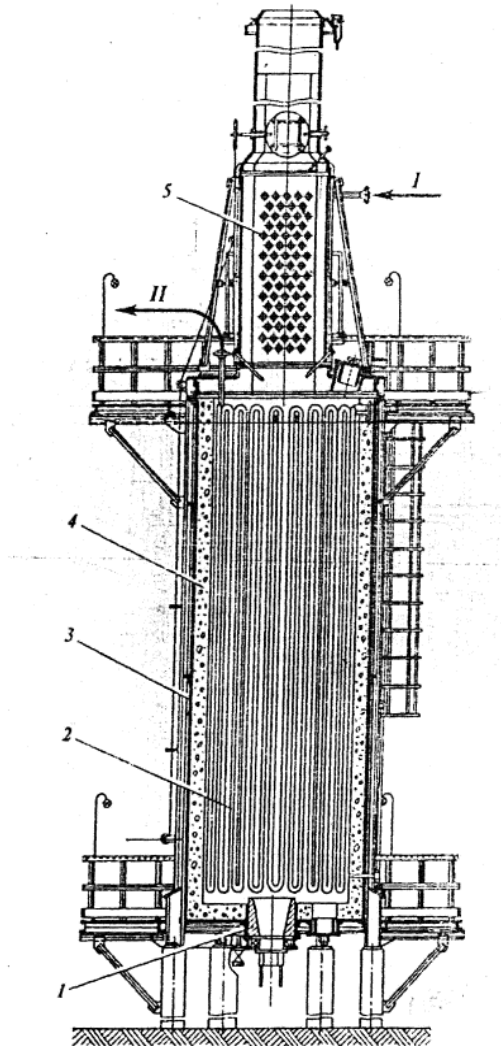


Рисунок 9.1 – Конструкция трубчатой печи типа ЦС:

- 1 – горелка; 2 – змеевик радиантных труб; 3 – каркас; 4 – футеровка;
 5 – змеевик конвекционных труб. Потоки: I – сырье на входе;
 II – продукт на выходе

Цилиндрическая камера радиации установлена на столбчатом фундаменте для удобства обслуживания газовых горелок, размещенных в поду печи. Радиантный змеевик собран из вертикальных труб на приваренных калачах; в центре пода печи установлена газо-мазутная горелка. Змеевики упираются на под печи, вход и выход продукта осуществляется сверху.

Задача

Исходные данные:

Количество раствора ДЭГа = 966 т/сут;

Относительная плотность = 1118 кг/м³;

Молекулярная масса $M = 106,12$;

Температура раствора на входе в печь $T_1 = 393$ К, на выходе $T_2 = 433$ К;

Давление на выходе из змеевика печи $\pi = 0,06$ МПа;

В печи следует установить подогреватель отдувочного газа производительностью $Z = 800$ кг/ч. Температура отдувочного газа на входе в печь $T_s = 293$ К, на выходе из печи $T_r = 433$ К.

Расчет процесса горения

Расчет состава топлива в массовые проценты приведен в таблице 9.5.

Таблица 9.5 – Расчет состава топлива в массовые проценты

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Мольная объемная доля r_i	$M_i \times r_i$	Массовый %
CH ₄	16	0,714	11,86	51,57
C ₂ H ₆	30	0,099	2,97	12,91
C ₃ H ₈	44	0,0758	3,34	14,52
н- C ₄ H ₁₀	58	0,0838	4,86	21,13
CO ₂	44	0,0000113	0,00	0,00
N ₂	28	0,0000126	0,00	0,00
Сумма	—	1,0000	$23 = M_r$	100,0

Определим низшую теплоту сгорания топлива (в кДж/м³) по формуле:

$$Q_p^H = 360,33 \times \text{CH}_4 + 590,4 \times \text{C}_2\text{H}_4 + 631,8 \times \text{C}_2\text{H}_6 + 868,8 \times \text{C}_3\text{H}_6 + 913,8 \times \text{C}_3\text{H}_8 +$$

$$1092,81 \times \text{изо-C}_4\text{H}_{10} + 1195 \times \text{н-C}_4\text{H}_{10} + 1146 \times \text{C}_4\text{H}_8 + 1460 \times \text{C}_5\text{H}_{12} + 251,2 \times \text{H}_2,$$

где CH₄, C₂H₄ и т.д. – содержание соответствующих компонентов в топливе, % об.

Получим:

$$Q_p^H = (360,33 \times 71,4 + 631,8 \times 9,9 + 913,8 \times 7,58 + 1195 \times 8,38) = 25727,56 + 6254,82$$

$$+ 6926,6 + 10014,1 = 48923,08 \text{ кДж/м}^3,$$

Или:

$$Q_p^H = \frac{48923,08}{0,7} = 69890,11 \text{ кДж/кг}.$$

Определим элементарный состав топлива в массовых процентах. Содержание углерода в любом i-м компоненте топлива находим по соотношению:

$$C_i = \frac{g_i \times 12 \times n_i}{M_i}, \quad (9.1)$$

где n_i - число атомов углерода в данном компоненте топлива.

Содержание углерода:

$$\begin{array}{r} 360,33 \times 71,4 \\ 590,4 \times 9,9 \\ 631,8 \times 7,58 \\ 913,8 \times 8,38 \\ 1092,81 \times 7,58 \\ 1195 \times 8,38 \\ 1146 \times 7,58 \\ 1460 \times 8,38 \\ 251,2 \times 7,58 \\ \hline 25727,56 \\ 6254,82 \\ 6926,6 \\ 10014,1 \\ \hline 48923,08 \end{array}$$

Содержание водорода:

$$H = \sum_{CH_4}^{H-C_4H_{10}} H_i = \sum_{CH_4}^{H-C_4H_{10}} \times \frac{g_i \times m_i}{M_i}, \quad (9.2)$$

где m_i - число атомов водорода в данном компоненте топлива.

$$H = \frac{0,00 \times 16 \times 2}{44} = 0 \text{ \% масс,}$$

Содержание кислорода:

$$O = \frac{g_{CO_2} \times 16 \times P}{M_{CO_2}} = \frac{0,00 \times 16 \times 2}{44} = 0 \text{ \% масс,} \quad (9.3)$$

Проверка:

$$C + H + O = 78,4 + 21,6 + 0 = 100 \text{ масс. \%}, \quad (9.4)$$

Определим теоретическое количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг газа, по формуле:

$$L_0 = \frac{0,21 \times 78,4}{0,21 - 0,01} = 16,33 \text{ кг/кг,} \quad (9.5)$$

Для печей с излучающими стенками коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,03 \div 1,07$. Принимаем $\alpha = 1,1$. Тогда действительное количество воздуха:

$$L_d = \alpha \times L_0 = 16,33 \times 1,1 = 17,96 \text{ кг/кг,} \quad (9.6)$$

Или:

$$\frac{L_d}{\rho_B} = \frac{17,96}{1,293} = 13,89 \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (9.7)$$

где $\rho_B = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при нормальных условиях.

Определим количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании 1 кг топлива:

$$m_{\text{CO}_2} = 36,7 \times C = 3,67 \times 0,784 = 2,877 \text{ кг/кг}, \quad (9.8)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 9 \times H = 9 \times 0,2176 = 1,96 \text{ кг/кг}, \quad (9.9)$$

$$m_{\text{O}_2} = 0,23 \times L_o \times (\alpha - 1) = 0,23 \times 16,33 \times (1,1 - 1) = 0,38 \text{ кг/кг}, \quad (9.10)$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,77 \times L_o \times \alpha = 0,77 \times 16,33 \times 1,1 = 13,83 \text{ кг/кг}, \quad (9.11)$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\sum m_i = 2,877 + 1,96 + 0,38 + 13,83 = 19,0471 \text{ кг/кг},$$

Найдем объемное количество продуктов сгорания (в м^3) на 1 кг топлива (при нормальных условиях):

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{m_{\text{CO}_2}}{M} = \frac{2,877}{44} \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (9.12)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{m_{\text{H}_2\text{O}}}{M} = \frac{1,96}{18} \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (9.13)$$

$$V_{\text{O}_2} = \frac{m_{\text{O}_2}}{M} = \frac{0,38}{32} \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (9.14)$$

$$V_{\text{N}_2} = \frac{m_{\text{N}_2}}{M} = \frac{13,83}{28} \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (9.15)$$

Суммарный объем продуктов сгорания:

$$\Sigma V_i = 1,46 + 2,44 + 0,266 + 11,064 = 15,23 \text{ м}^3/\text{кг},$$

Плотность продуктов сгорания при 273 К и $0,1 \times 10^6$ Па:

$$\rho = \frac{\Sigma V_i}{\Sigma V} \text{ кг/м}^3, \quad (9.16)$$

Молекулярная масса продуктов сгорания:

$$M_o = \rho_o \times 22,4 = 1,25 \times 22,4 = 28, \quad (9.17)$$

Определим энтальпию продуктов сгорания на 1 кг топлива при различных температурах по уравнению:

$$q_T = (T - 273) \times (m_{CO_2} \times c_{CO_2} + m_{H_2O} \times c_{H_2O} + m_{O_2} \times c_{O_2} + m_{N_2} \times c_{N_2}), \quad (9.18)$$

где T – температура продуктов сгорания, К;

c_{CO_2} , c_{H_2O} , c_{O_2} , c_{N_2} – средние массовые теплоемкости продуктов сгорания, кДж/(кг×К).

$$\begin{aligned} q_{500} &= (500 - 273) \times (2,877 \times 0,9207 + 1,96 \times 1,9004 + 0,38 \times 0,9391 + 13,83 \times 1,0362) = \\ &= 227 \times (2,65 + 3,72 + 0,36 + 14,33) = 227 \times 21,06 = 4780,6 \text{ кДж/кг}, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_{700} &= (700 - 273) \times (2,877 \times 0,9207 + 1,96 \times 1,9004 + 0,38 \times 0,9391 + 13,83 \times 1,0362) \\ &= 8992,6 \text{ кДж/кг}, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_{900} &= (900 - 273) \times (2,877 \times 0,9207 + 1,96 \times 1,9004 + 0,38 \times 0,9391 + 13,83 \times 1,0362) \\ &= 13204,6 \text{ кДж/кг}, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_{1100} &= (1100 - 273) \times (2,877 \times 0,9207 + 1,96 \times 1,9004 + 0,38 \times 0,9391 + 13,83 \times 1,0362) \\ &= 17416,6 \text{ кДж/кг}, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_{1500} &= (1500 - 273) \times (2,877 \times 0,9207 + 1,96 \times 1,9004 + 0,38 \times 0,9391 + 13,83 \times 1,0362) \\ &= 25840,6 \text{ кДж/кг}, \end{aligned}$$

$$q_{1900} = (1900 - 273) \times (2,877 \times 0,9207 + 1,96 \times 1,9004 + 0,38 \times 0,9391 + 13,83 \times 1,0362) = 34264,6 \text{ кДж/кг},$$

Результаты расчетов сведены в таблицу 9.6.

Таблица 9.6 – Результаты расчетов

Т, К	500	700	900	1100	1500	1900
q _т , кДж/кг	4780,6	8992,6	13204,6	17416,6	25840,6	34264,6

По данным этой таблицы строим график $q - T$ (энтальпия продуктов сгорания – температура).

Расчет коэффициента полезного действия и полезного тепла печи

Расход топлива.

К.П.Д. печи вычисляется по формуле:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_P^H} + \frac{q_2}{Q_P^H} \right), \quad (9.19)$$

где q_1 – потери тепла печью в окружающую среду, кДж на 1 кг топлива;

q_2 – потери тепла с уходящими из печи дымовыми газами, кДж на 1 кг топлива.

Потери тепла печью в окружающую среду q_1 примем равными 4% от низшей теплоты сгорания топлива:

$$q_1 = 0,04 \times Q_P^H = 0,04 \times 69890,11 = 2795,6 \text{ кДж на 1 кг топлива}, \quad (9.20)$$

принимая температуру уходящих из печи дымовых газов $T_{yx} = 673 \text{ К}$, по графику (рисунок 9.2) найдем:

$$q_2 = 7500 \text{ кДж на 1 кг топлива},$$

Тогда:



Полезное тепло печи:

$$Q_{\text{полезн}} = Q_{\text{с}} + Q_{\text{п}}, \quad (9.21)$$

где $Q_{\text{с}}$ – количество тепла, передаваемого сырью, кДж/ч;

$Q_{\text{п}}$ – количество тепла, необходимого для перегрева водяного пара, кДж/ч.

Количество тепла, сообщаемого раствору в печи, найдем по формуле:

$$Q_{\text{с}} = G \times [e \times q_{\text{т}2}^{\text{п}1} + (1-e) \times (x_1 \times q_{\text{т}2}^{\text{ж}1} + x_2 \times q_{\text{т}2}^{\text{ж}2}) - (c_1 \times q_{\text{т}1}^{\text{ж}1} + c_2 \times q_{\text{т}1}^{\text{ж}2})], \quad (9.22)$$

где G – количество раствора НДЭГа, кг/ч;

e – массовая доля отгона;

$q_{\text{т}2}^{\text{п}1}$ – энтальпия пара ДЭГа при $T_2 = 433$ К, кДж/кг;

x_1 и x_2 – содержание соответственно ДЭГа и воды в смеси с углеводородами в насыщенном растворе ДЭГ, масс. доли;

$q_{\text{т}2}^{\text{ж}1}$ и $q_{\text{т}1}^{\text{ж}1}$ – энтальпии ДЭГа соответственно при $T_2 = 433$ К;

$T_1 = 393$ К, кДж/кг;

$q_{\text{т}2}^{\text{ж}2}$ и $q_{\text{т}1}^{\text{ж}2}$ – энтальпии воды и углеводородов соответственно при $T_2 = 433$ К и $T_1 = 393$ К, кДж/кг;

c_1 и c_2 – состав исходного раствора ДЭГ, масс. доли.

На основании расчетов массовая доля отгона $e = 0,0279$

Энтальпия ДЭГа при $T_2 = 433$ К и $T_1 = 393$ К определяем по формуле:

$$q_{\text{т}2}^{\text{ж}1} = c \times t_2, \quad (9.23)$$

где c – теплоемкость ДЭГ при температуре $T_2 = 433$ К $c = 2,85$; $T_1 = 393$ К, $c = 2,7$ (таблица 9.7).

$$q_{T2}^{ж1} = 2,85 \times 160 = 456 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T1}^{ж1} = 2,7 \times 120 = 324 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 9.7 – Расчет псевдокритических параметров газового сырья абсорбера (без влаги)

Компонент	Содержание γ'_i , мольн. доли	Критические параметры		Псевдокритические параметры	
		Температура $T_{кр.i}$, К	Давление $\pi_{кр.i}$, МПа	Температура $T_{пс.кр} = \gamma'_i \times T_{кр}$, К	Давление $\pi_{пс.кр} = \gamma'_i \times \pi_{кр}$, МПа
CH ₄	0,7414	190,55	4,604	141,3	3,413
C ₂ H ₆	0,0990	305,43	4,880	30,2	0,483
C ₃ H ₈	0,0758	369,82	4,249	28,0	0,322
C ₄ H ₁₀	0,0838	425,16	3,796	35,6	0,318
H ₂ S	0,0000126	373,60	9,007	0,0	0,0
CO ₂	1,0000113	304,20	7,382	0,0	0,0
Σ	1,0000239 $\approx 1,0000$	—	—	235,1 $\approx$ 235	4,536 $\approx$ 4,54

Энтальпия пара ДЭГа при T_2 433 К находится по формуле:

$$q_{T2}^{п1} = q_{дэг} + r, \quad (9.24)$$

где $q_{дэг}$ – энтальпия жидкого ДЭГ при $T_2 = 433$ К $q_{дэг} = 456$ кДж/кг;

r – теплота испарения ДЭГ при той же температуре определяется из графика (рисунок 4.6) $r = 800$ кДж/кг:

$$q_{T2}^{п1} = 456 + 800 = 1256 \text{ кДж/кг},$$

$$x_1 = 0,96 \quad G = 0,844 \text{ масс. доли},$$

$$x_2 = 0,02 \quad G = 0,156 \text{ масс. доли}.$$

Энтальпия воды и углеводородов при температуре $T_2 = 433$ К; $T_1 =$

$$393 \text{ К } q_{T2}^{ж2} = 2739,2 \text{ кДж/кг}; q_{T1}^{ж2} = 2054,4 \text{ кДж/кг}.$$

Тогда:

$$\begin{aligned} & [0,0279 \times 1256 + (1 - 0,0279) \times (0,96 \times 456 + 0,02 \times 2739,2) - \\ & (0,844 \times 324 + 0,156 \times 2054,4)] = 20,68 \times 10^6 = 5745,5 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Количество тепла, необходимое для подогрева газа:

$$Q_H = Z \times [c_p \times (T_H - T_S)], \quad (9.25)$$

где Z - количество подогретого газа, кг/ч;

c_p – 7,36 кДж/(кг×К) – теплоемкость газа;

T_H – температура газа на выходе из газоподогревателя, К;

T_S – начальная температура газа, К.

Получим:

$$Q_H = 800 \times [7,36 \times (433 - 293)] = 824320 \text{ кДж/ч} = 228,98 \text{ кВт},$$

Следовательно:

$$Q_{\text{полезн}} = 20,68 \times 10^6 + 0,824 \times 10^6 = 5745,5 + 228,98 = 5974,5 \text{ кВт},$$

Часовой расход топлива найдем по формуле:

$$B = \frac{Q_{\text{ПОЛЕЗН}}}{Q_P^H \times \eta} = \frac{21,504 \times 10^6}{48923,08 \times 0,85} = 517,1 \text{ кг/ч} \quad (9.26)$$

Расчет камеры радиации

Поверхность нагрева радиантных труб:

$$H_p = \frac{Q_p}{q_p}, \quad (9.27)$$

где Q_p – количество тепла, передаваемого сырью в радиантных трубах, кВт;

q_p – теплонапряженность радиантных (экранных) труб, кВт/м².

Сырьё нагревается и частично испаряется только в экранных трубах печи. Конвекционный змеевик печи служит подогревателем газа. Поэтому тепло, сообщаемое в печи сырью, будет равно прямой отдаче топki:

$$Q_p = Q_c = 20,68 \times 10^6 \text{ кДж/ч} = 5745,5 \text{ кВт},$$

Тогда из уравнения теплового баланса топki:

$$Q_p = B \times (Q_p^H \times \eta_T - q_{Tn}), \quad (9.28)$$

Определим энтальпию дымовых газов, покидающих топку:

$$q_{Tn} = Q_p^H \times \eta_T - q_{Tn}, \quad (9.29)$$

где η_T – К.П.Д. топki, без ущерба для точности расчета определяемый по формуле:

$$\eta_T = \frac{Q_p}{Q_p^H}, \quad (9.30)$$

Тогда в расчете на 1 кг топлива:

$$Q_{Tn} = 69890,11 \times 0,96 - \frac{2480}{511} = 67340,93 \text{ кДж/кг},$$

По графику (рисунок 9.7) найдем, что этой энтальпии соответствует температура газов на выходе из топки $T_{\text{п}} = 1500 \text{ К}$.

Имея в виду, что печь предназначена для нагрева раствора, склонного к разложению, примем среднюю теплонапряженность поверхности экранных труб $q_p = 14 \text{ кВт/м}^2$. Максимальная теплонапряженность поверхности определенного участка труб будет равна $q_{\text{макс}} = 1,8 \times q_p = 1,8 \times 14 = 25,2 \text{ кВт/м}^2$. Следовательно, принимать более высокие значения средней теплонапряженности поверхности экранных труб печи нецелесообразно.

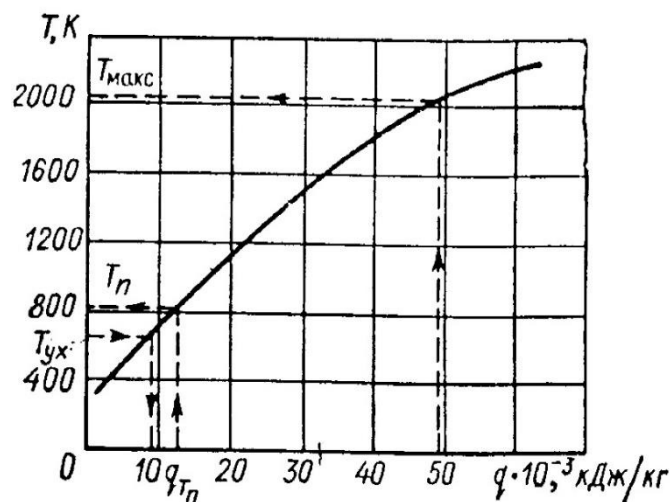


Рисунок 9.7 – График зависимости энтальпии дымовых газов от температуры

Поверхность экранных труб:

$$H_p = \frac{5745,5}{14} = 410 \text{ м}^2$$

Принимаем для проектируемой печи трубы из углеродистой стали диаметром $d_n = 100 \times 3 \text{ мм}$ с полезной (рабочей) длиной $l_{\text{тр}} = 9 \text{ м}$. С учетом особенностей крепления труб в цилиндрических печах полная длина трубы принимается равной 10 м.

Тогда число труб будет равно:

$$N_P = \frac{H_P}{\pi \times d_H \times l_{TP}} = \frac{410}{3,14 \times 0,1 \times 9} = 146, \quad (9.31)$$

Найдем диаметр печи по осям труб (рисунок 9.8), принимая шаг труб $S = 100$ мм:

$$D_O = \frac{N_P \times S}{\pi} = \frac{146 \times 0,1}{3,14} = 4,6 \text{ м}, \quad (9.32)$$

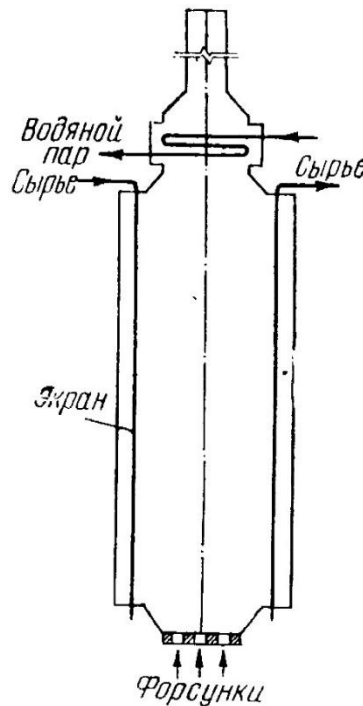


Рисунок 9.8 – Схема потоков в цилиндрической трубчатой печи

Принимая расстояние от оси трубы до стенки печи $a = 1,5 \times d_H = 1,5 \times 0,1 = 0,15$ м, определим внутренний диаметр печи:

$$D_{\Pi} = D_O + 2 \times a = 4,6 + 2 \times 0,15 = 4,9 \text{ м}, \quad (9.33)$$

Рассчитаем площадь поверхностей, ограничивающих топку (камеру радиации).

Площадь пода печи:

$$F_{\text{п}} = 0,785 \times D_{\text{п}}^2 = 0,785 \times 4,9^2 = 18,8 \text{ м}^2, \quad (9.34)$$

Площадь боковой (цилиндрической) поверхности печи:

$$F_{\sigma} = \pi \times D_{\text{п}} \times l_{\text{тр}} = 3,14 \times 4,9 \times 9 = 138,5 \text{ м}^2, \quad (9.35)$$

Общая внутренняя поверхность камеры радиации:

$$\Sigma F_{\text{т}} = F_{\text{п}} + F_{\sigma} = 18,8 + 138,5 = 157,3 \text{ м}^2 \quad (9.36)$$

Проверка скорости сырья на входе в змеевик печи

Допустимое значение скорости движения сырья на входе в змеевик печи с учетом достаточного теплообмена и минимальных энергетических затрат на прокачивание сырья находится в пределах 0,5 – 2,5 м/с.

Линейная скорость сырья:

$$\omega = \frac{4 \times V_{\text{сек}}}{\pi \times d_{\text{н}}^2}, \quad (9.37)$$

где $V_{\text{сек}}$ – секундный объем сырья, м³/с;

$d_{\text{н}} = 0,09$ м – внутренний диаметр трубы.

Секундный объем сырья при температуре входа в змеевик печи $T_1 = 393$ К найдем как сумму соответствующих объемов ДЭГа и воды:

$$V_{\text{сек}} = \frac{Q_{\text{ДЭГ}}}{\rho_{\text{ДЭГ}}} + \frac{Q_{\text{вода}}}{\rho_{\text{вода}}} \quad (9.38)$$

где $G_1 = 798$ т/сут – количество ДЭГа;

$G_2 = 168$ т/сут – количество воды;

$\rho_1 = 1045$ кг/м³ при температуре $T_1 = 393$ К; $\rho_2 = 1000$ кг/м³.

Получим:

$$V_{сек} = \frac{798 \times 1000}{24 \times 3600 \times 1045} + \frac{168 \times 1000}{24 \times 3600 \times 1000} = 0,011 \text{ м}^3/\text{с},$$

Тогда линейная скорость сырья на входе в змеевик печи будет равна:

$$\omega = \frac{4 \times 0,011}{3,14 \times 0,09^2} = 1,76 \text{ м/с}$$

Расчет лучистого теплообмена в топке

Расчет проводим по методу Белокопя. Определим эффективную лучевоспринимающую поверхность экрана:

$$H_{л} = k \times H_{пл}, \quad (9.39)$$

где k – фактор формы, равный 0,88 для однорядного экрана одностороннего облучения;

$H_{пл}$ – цилиндрическая поверхность, на которой расположены трубы

$$H_{пл} = \pi \times (D_o + d_n) \times l_{тр} = 3,14 \times (4,6 + 0,1) \times 9 = 133 \text{ м}^2, \quad (9.40)$$

Тогда:

$$H_{л} = 0,88 \times 133 = 117 \text{ м}^2,$$

Найдем площадь неэкранированной поверхности камеры радиации:

$$F = \sum F_i - H_{\text{л}} = 157,3 - 117 = 40,3 \text{ м}^2, \quad (9.41)$$

Определим эквивалентную абсолютно черную поверхность:

$$H_s = \frac{\varepsilon_v}{\psi(T)} \times (\varepsilon_H \times H_{\text{л}} + \gamma \times \varepsilon_F \times F), \quad (9.42)$$

где ε_v – степень черноты поглощающей среды (факел, продукты сгорания);

$\psi(T)$ – функция распределения температур в топке;

ε_H – степень черноты поверхности экрана (принимается равной 0,9);

ε_F – степень черноты обмундировки камеры радиации (принимается равной 0,9);

γ – коэффициент, определяемый по формуле:

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{\varepsilon_v}{1 - \varepsilon_v} \times \frac{1}{\varepsilon_H \times \rho}}, \quad (9.43)$$

в которой:

$$\rho = \frac{H_{\text{л}}}{\sum F_i} = \frac{117}{157,3} = 0,74, \quad (9.44)$$

Степень черноты поглощающей среды находим по формуле:

$$\varepsilon_v \approx \frac{2}{1 + \alpha} \approx 0, \quad (9.45)$$

где $\alpha = 1,1$ – коэффициент избытка воздуха. Тогда:

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{0,52}{1,05} \times \frac{1}{0,074}},$$

Так как значения ε_n и ε_v одинаковы, то можем записать:

$$H_s = \frac{\varepsilon_v \times \varepsilon_n}{\psi(T)} \times (H_{л} + \gamma \times F), \quad (9.46)$$

По Белоконю:

$$\psi(T) = \frac{0,39}{\alpha_{\text{н}}}, \quad (9.47)$$

Следовательно, получим:

$$H_s = 0,52 \times (117 + 0,30 \times 40,3) = 129,1 \text{ м}^2,$$

Определим коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от газов к трубам экрана:

$$\alpha_k = 2,1 \times \sqrt[4]{T_n - Q}, \quad (9.48)$$

где Q – температура наружной поверхности экранных труб. Без большой погрешности примем её на 35 К выше средней температуры сырья в трубах, т.е.:

$$Q = \frac{117 + 39 + 33}{2} \text{ К}, \quad (9.49)$$

Тогда:

$$Q_{\text{изл}} = 5,77 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}),$$

Проверим температуру дымовых газов, покидающих топку.

Находим температурную поправку к теплопередаче в топке по формуле Белокопя:

$$\Delta T = \frac{\alpha_K \times H_P \times (T_{\text{макс}} - Q) - 10^{-8} \times Q^4 \times H_S \times c_S}{B \times \sum m \times c_P + \alpha_K \times H_P}, \quad (9.50)$$

здесь $T_{\text{макс}}$ – максимальная температура горения (в нашем случае при $Q_p^H \times \eta_T = 48923,08 \times 0,96 = 46966,2$ кДж на 1 кг топлива. $T_{\text{макс}} = 2300$ К);

c_S – постоянная излучения абсолютно черного тела, равная $5,77 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К})$;

$\sum m_{\text{ср}}$ – суммарная теплоемкость дымовых газов при $T_{\text{п}} = 1500$ К определяемая по формуле:

$$\sum m \times c_P = \frac{q_{\text{пл}}}{T_{\text{п}} - 273} = \frac{27094,5}{1500 - 273} = 22,1 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \times ^\circ\text{C}), \quad (9.51)$$

Получим:

$$\Delta T = 129,1 \text{ К},$$

Находим величину аргумента излучения по формуле Белокопя:

$$X = \frac{10 \times c_S \times H_S}{B \times \sum m \times c_P + \alpha_K \times H_P} \times \left(\frac{T_{\text{макс}} - \Delta T}{1000} \right)^3 = \frac{10 \times 5,77 \times 129,1}{\frac{517,1 \times 21}{3,6} + 11,97 \times 410} \times \left(\frac{2300 - 1109}{1000} \right)^3 = 1,12 \quad (9.52)$$

По графику находим характеристику излучения: $\beta_S = 0,628$.

Определяем температуру дымовых газов на выходе из камеры радиации по формуле Белоконоя:

$$T_{\pi} = \beta_S \times (T_{\max} - \Delta T) = 0,628 \times (2300 - 1109) = 747,9 \text{ К} \quad (9.53)$$

Расчет конвекционной камеры

Согласно принятой ранее схеме печи, в её конвекционной камере устанавливается только подогреватель производительностью $Z = 800 \text{ кг/ч}$. Расход тепла на нагрев составляет $Q_{\pi} = 228,98 \text{ кВт}$.

Определим поверхность нагрева подогревателя (в м^2):

$$F_K = \frac{Q_{\pi}}{k_{\pi} \times \Delta T_{\text{ср}}}, \quad (9.54)$$

где k_{π} – коэффициент теплопередачи в подогревателе, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К})$;

$\Delta T_{\text{ср}}$ – средний температурный напор в подогревателе, К.

Принимаем для подогревателя цельнотянутые стальные трубы диаметром $57 \times 3,5 \text{ мм}$, длиной $l_{\text{тр}} = 2,5 \text{ м}$ (длина трубы, омываемая дымовыми газами).

Расположение труб – коридорное, шаг труб по ширине пучка $S_1 = 1,5 \times d_H = 86 \text{ мм}$, шаг труб по глубине пучка (расстояние между рядами труб по вертикали) $S_2 = 250 \text{ мм}$. В одном горизонтальном ряду принимаем $n_1 = 21$ трубе.

При таком числе труб расстояние по осям крайних труб будут равно:

$$B_T = (n_1 - 1) \times S_1 = (21 - 1) \times 86 = 1720 \text{ мм}, \quad (9.55)$$

Коэффициент теплопередачи в подогревателе рассчитываем по формуле:

$$k_{\Pi} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{CT}}{\lambda_{CT}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (9.56)$$

где α_1 – суммарный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов, Вт/(м³×K);

$\delta_{CT} = 0,0035$ м – толщина стенки трубки; $\lambda_{CT} = 45,2$ Вт/(м×K) – коэффициент теплопроводности стали;

α_2 – коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к водяному пару, Вт/(м²×K).

Суммарный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов:

$$\alpha_1 = 1,1 \times (\alpha_K + \alpha_L), \quad (9.57)$$

где α_K – коэффициент теплоотдачи конвекцией от газов к трубам, Вт/(м²×K);

α_L – коэффициент теплоотдачи излучением трехатомных газов, Вт/(м²×K).

Коэффициент α_K определим по формуле:

$$\alpha_K = c \times \beta \frac{\lambda_r}{d_H} \times Re^{0,6} \times Pr^{1/3}, \quad (9.58)$$

где $c = 0,26$ – коэффициент для коридорного пучка труб;

β – коэффициент, зависящий от числа рядов труб в пучке, - полагая, что число рядов будет более 10, примем $\beta = 1$;

λ_r – коэффициент теплопроводности дымовых газов, Вт/(м×K).

Критерии Re и Pr в формуле вычисляются при средней температуре дымовых газов в камере конвекции (определяющий размер – наружный диаметр труб, скорость газов находится для самого узкого сечения пучка).

Определим наименьшую площадь свободного сечения для прохода

дымовых газов. Согласно принятой схеме распределения труб, она будет равна:

$$F_r = (b_k - n_1 \times d_H) \times l_{тр} = [(n_1 - 1) \times S_1 + 3 \times d_H - n_1 \times d_H] \times l_{тр} = [(21 - 1) \times 0,086 + 3 \times 0,057 - 21 \times 0,057] \times 2,5 = 1,785 \text{ м}^2, \quad (9.59)$$

Определим линейную скорость дымовых газов в самом узком сечении трубного пучка:

$$\omega = \frac{B \times \sum v_i \times T_{CP}}{3600 \times f_r \times 273}, \quad (9.60)$$

где $T_{CP} = 0,5 \times (T_{п} + T_{yx}) = 0,5 \times (1500 + 673) = 1087 \text{ К}$ – средняя температура дымовых газов в конвекционной камере.

Имеем:

$$\omega = \frac{5,42803}{3600 \times 1,785} \text{ м/с},$$

Для определения критериев Re и Pr нужно вычислить для дымовых газов при $T_{CP} = 1087 \text{ К}$ кинематическую вязкость, плотность, теплоемкость и коэффициент теплопроводности.

Коэффициент динамической вязкости найдем по формуле:

$$\frac{M_r}{\mu_r} = \sum \frac{x_i' \times M_i}{\mu_i}, \quad (9.61)$$

где M_r , μ_r – молекулярная масса и динамическая вязкость дымовых газов;

M_i – молекулярная масса компонентов дымовых газов;

μ_i – динамическая вязкость компонентов дымовых газов;

x_i' – объемные (мольные) доли компонентов дымовых газов в их смеси.

Результаты расчета приведены в таблице 9.8.

Получим:

$$\mu_r = \frac{M_r}{\sum \frac{x_i' \times M_i}{\mu_i}} = \frac{24,38}{985,5 \times 10^3} = 24,7 \times 10^{-6} \text{ Па} \times \text{с}, \quad (9.62)$$

Таблица 9.8 – Расчет теплоемкости дымовых газов

Компоненты дымовых газов	M _i	m _i , кг/кг топлива	x _i , масс.доля	v _i (при н.у.), м ³ /кг топлива	x _i ', объемн. доля
CO ₂	44	2,877	0,151	1,46	0,096
H ₂ O	18	1,96	0,113	2,44	0,160
O ₂	32	0,38	0,025	0,27	0,018
N ₂	23	13,83	0,726	11,06	0,726
Сумма	—	19,047	1,000	15,23	1,000

Плотность дымовых газов:

$$\rho_r = \frac{M_r}{22,4} \times \frac{T_o}{T_{CP}} = \frac{24,38 \times 273}{22,4 \times 1087} = 0,273 \text{ кг/м}^3, \quad (9.63)$$

Кинематическая вязкость дымовых газов:

$$\nu_r = \frac{\mu_r}{\rho_r} = \frac{24,7 \times 10^{-6}}{0,273} = 90,5 \times 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}, \quad (9.64)$$

Коэффициент теплопроводности дымовых газов найдем по формуле

$$\lambda_r = \sum x_i' \times \lambda_i, \quad (9.65)$$

где λ_i – коэффициенты теплопроводности компонентов дымовых газов. Необходимые расчеты сделаны в таблице 9.9, из которой $\lambda_r = 0,0628$ Вт/(м×К).

Таблица 9.9 – Материальный баланс десорбера

Поток, поступающий в десорбер	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из десорбера	Количество, кг/ч
Насыщенный раствор $G_{г.н}$	41614	Парогазовая смесь $G_{п.г.с.}$	1884
Отдувочный газ $G_{г.}$	723	Жидкость в испаритель $G_{ж.}$	40453
Орошение G_0	—	Орошение G_0	—
Σ	42337+ G_0	Σ	42337+ G_0

Теплоемкость дымовых газов:

$$c_r = \sum c_i \times x_i, \quad (9.66)$$

где c_i – теплоемкость компонентов дымовых газов;

x_i – массовые доли компонентов в дымовых газах. Результаты расчетов приведены в таблице 9.10, из которой $c_r = 1,25$ кДж/(кг×К).

Таблица 9.10 – Результаты расчетов

T, К	500	700	900	1100	1500	1900
q_T , кДж/кг	4780,6	8992,6	13204,6	17416,6	25840,6	34264,6

Находим значения критериев:

$$Re = \frac{v_r \times d \times \rho_r}{\eta_r} = \frac{0,0057 \times 90,5}{0,000037} = 13900, \quad (9.67)$$

$$Pr = \frac{v_r \times c_r \times \rho_r}{\lambda_r} = \frac{90,5 \times 10^{-6} \times 1,25 \times 0,273}{0,0628} = 0,49, \quad (9.68)$$

После подстановки всех величин в формулу для вычисления значения α_k получим:

$$\alpha_k = 0,26 \times 1 \times \frac{0,628}{0,0057} \times 0,49^{0,4} \times 13900^{0,66} = 36894 \text{ Вт/(м}^2 \times \text{К)},$$

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов найдем по формуле Нельсона:

$$\alpha_{\text{л}} = 0,025 \times T_{\text{ср}} - 9,3 = 0,025 \times 1087 - 9,3 = 17,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}), \quad (9.69)$$

Тогда суммарный коэффициент теплоотдачи от дымовых газов будет равен:

$$\alpha_1 = 1,1 \times (41,5 + 17,9) = 65,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}),$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к водяному пару найдем по формуле:

$$\alpha_2 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{ср}}} + \frac{d_{\text{в}}}{2\lambda_{\text{ст}}}}, \quad (9.70)$$

где T_Z - средняя температура подогреваемого газа, равная:

$$T_Z = \frac{T_{\text{с}} + T_{\text{пар}}}{2} = \frac{293 + 433}{2} = 363 \text{ К}, \quad (9.71)$$

ω_0 – линейная скорость пара, м/с;

$d_{\text{в}} = 0,05 \text{ м}$ – внутренний диаметр труб подогревателя.

Линейная скорость газа при движении его двадцатью одним потоком равна:

$$\omega_0 = \frac{4 \times V_{\text{свк}}}{\pi \times d_{\text{в}}^2 \times n_1}, \quad (9.72)$$

где $n_1 = 21$ – число труб в одном горизонтальном ряду подогревателя;

$V_{\text{сек}}$ – секундный объем нагретого газа, приведенный к нормальным условиям:

$$V_{\text{сек}} = \frac{800 \times 22,4}{3600 \times 16} = \frac{8960}{57600} = 0,3 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда:

$$V_{\text{сек}} = 0,3 \text{ м}^3/\text{с},$$

Подставив известные числовые значения в формулу коэффициента теплоотдачи, получим:

$$K = 10035 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}),$$

Коэффициент теплопередачи подогревателя равен:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{634243}} \text{ Вт}/(\text{м}^2 \times \text{К}),$$

Определим средний температурный напор в подогревателе.

Теплообмен идет по схеме:

$$T_{\text{п}} = 1450 \text{ К} \rightarrow T_{\text{yx}} = 673 \text{ К},$$

$$T_{\text{газ}} = 433 \text{ К} \rightarrow T_{\text{с}} = 293 \text{ К},$$

$$\Delta T_{\text{макс}} = T_{\text{п}} - T_{\text{газ}} = 1450 - 433 = 1017 \text{ К}, \quad (9.73)$$

$$\Delta T_{\text{мин}} = T_{\text{yx}} - T_{\text{с}} = 673 - 293 = 380 \text{ К}, \quad (9.74)$$

При $\frac{\Delta T_{\text{МАКС}}}{\Delta T_{\text{МИН}}} \leq 2$ средний температурный напор определяется по формуле:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{МАКС}} + \Delta T_{\text{МИН}}}{2} = \frac{108 + 6}{2} = 57 \text{ K}, \quad (9.75)$$

Поверхность нагрева подогревателя:

$$F_I = \frac{824320}{25 \times 698,5} = 47,2 \text{ м}^2,$$

Число труб подогревателя:

$$N_{II} = \frac{F_{II}}{\pi \times d_H \times l_{TP}} = \frac{47,2}{3,14 \times 0,057 \times 2,5} = 105, \quad (9.76)$$

Число горизонтальных рядов:

$$m = \frac{N_{II}}{n_1} = \frac{105}{21} = 5, \quad (9.77)$$

Примем подогреватель с пятью пучками коридорно расположенных труб.

Тогда общее число труб будет равно 105.

Расчет теплоемкости дымовых газов представлен в таблице 9.11.

Таблица 9.11 – Расчет теплоемкости дымовых газов

Компоненты дымовых газов	M_i	m_i , кг/кг топлива	x_i , масс.доля	v_i (при н.у.), м ³ /кг топлива	x_i' , объемн. доля
-----------------------------	-------	--------------------------	-------------------	---	--------------------------

CO ₂	44	2,877	0,151	1,46	0,096
H ₂ O	18	1,96	0,113	2,44	0,160
O ₂	32	0,38	0,025	0,27	0,018
N ₂	23	13,83	0,726	11,06	0,726
Сумма	—	19,047	1,000	15,23	1,000

Продолжение таблицы 9.11

Компо- ненты дымо- вых газов	$M_i \times x_i'$	$\mu_i \times 10^3$, Па×с	$\frac{M_i \times x_i'}{\mu_i} \times 10^{-3}$	λ_i , Вт/ (м×К)	$\lambda_i \times x_i'$, Вт/ (м×К)	c_i , кДж/ (кг×К)	$c_{ii} \times x_i'$, кДж/ (кг×К)
CO ₂	4,22	0,042	100,5	0,044	0,0039	1,144	0,173
H ₂ O	2,88	0,020	144	0,066	0,0106	2,108	0,238
O ₂	0,58	0,039	14,9	0,059	0,0011	1,040	0,021
N ₂	16,7	0,023	726,1	0,065	0,0472	1,126	0,817
Сумма	24,38		985,5	0,0628			1,25

Вопросы для самопроверки:

1. Процесс регенерации диэтиленгликоля.
2. Конструкция печи регенерации диэтиленгликоля.
3. Методика расчета печи регенерации диэтиленгликоля.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [1], [4], [7], [9].

10. РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКА

Цель – изучить методику расчета теплообменника.

Знания и умения, приобретаемые студентом в результате освоения темы семинара, формируемые компетенции или их части:

- знания: назначение и принцип работы теплообменника.
- умения: уметь проводить расчет теплообменника.

Компетенции или их части: ПК-3, ПК-10, ППК-1

Актуальность темы семинара. Теплообменники – это аппараты, в которых осуществляется теплообмен между греющей и нагреваемой средами. Греющие и нагреваемые среды называют теплоносителям. В теплообменных аппаратах могут происходить различные тепловые процессы: нагревание, охлаждение, испарение, конденсация, кипение и др. Теплообменники могут выполнять разные функции. В зависимости от назначения различают подогреватели, испарители, скрубберы, кипятильник, выпарные аппараты. Теплообменные аппараты по принципу взаимодействия фаз разделяют на поверхностные, смесительные и регенеративные.

Теоретическая часть

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с плавающей головкой (с подвижной трубной решеткой) являются наиболее распространенным типом поверхностных аппаратов (рисунок 10.1). Подвижная трубная решетка позволяет трубному пучку свободно перемещаться независимо от корпуса. В аппаратах этой конструкции температурные напряжения могут возникать лишь при существенном различии температур трубок.

Трубчатый пучок может опираться на ближайшую к плавающей головке перегородку, имеющую большую толщину, чем у других перегородок, а при значительных размерах и массе пучок опирают на катковые опоры.

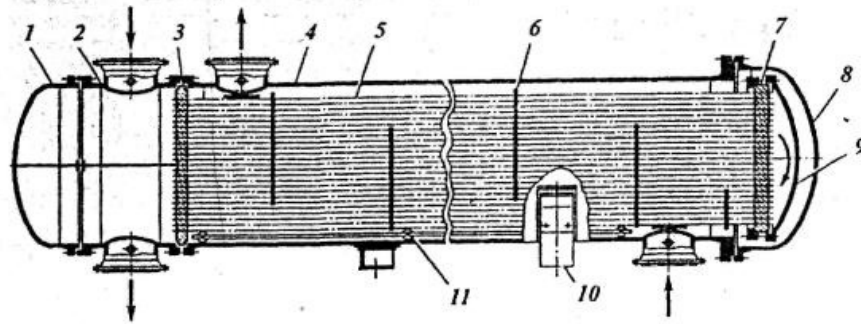


Рисунок 10.1 – Кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой:

- 1 – крышка распределительной камеры; 2 – распределительная камера;
 3 – неподвижная трубная решетка, 4 – кожух; 5 – теплообменная труба;
 6 – поперечная перегородка; 7 – подвижная трубная решетка;
 8 – крышка кожуха; 9 – крышка плавающей головки; 10 – опора;
 11 – катковая опора трубчатого пучка.

Для возможности свободного перемещения аппарата при нагреве корпус теплообменника крепят к одной из опор подвижно. Для этого отверстия под болты в опорах делают овальной формы. Обычно подвижное крепление корпуса предусматривают со стороны плавающей головки, где к корпусу присоединяют меньшее число трубопроводов.

По кожуху (межтрубному пространству) аппараты с плавающей головкой чаще всего выполняют одноходовыми. В аппаратах с двумя ходами по корпусу устанавливают продольную перегородку, что обеспечивает противоток потоков.

Задача

НДЭГ плотность $\rho_4^{20}=1,105$ в количестве, $G_2= 41614$ кг/ч с начальной температурой $t_{\text{НДЭГ}}=20^\circ\text{C}=293$ К необходимо подогреть за счет тепла ДЭГа, выходящего из десорбера.

Количество ДЭГа $G_1= 41080$ кг/ч, плотность его $\rho_4^{20}=1,150$, начальная

температура $T_3=160^\circ\text{C}=433\text{ K}$, конечная $T_4=60^\circ\text{C}=333\text{ K}$

Для регенерации тепла предполагается установить трубчатые теплообменники с плавающей головкой, имеющие один ход в межтрубном пространстве и два в трубном.

Запишем уравнение теплового баланса аппарата в следующем виде:

$$g_{T_4}^{ж} - g_{T_3}^{ж} = g_{T_1}^{ж} - g_{T_2}^{ж}, \quad (10.1)$$

где $g_{T_4}^{ж}$, $g_{T_3}^{ж}$ – энтальпия РДЭГ при T_3 и T_4 , к Дж/кг.

$g_{T_2}^{ж}$, $g_{T_1}^{ж}$ – энтальпия НДЭГ при T_2 и T_1 , кДж/кг.

$$\eta=0,95\text{-КПД}, \quad (10.2)$$

Энтальпия находится по формуле:

$$g=c \cdot t, \quad (10.3)$$

где c – теплоёмкость ДЭГ при температурах: $T_1=293\text{ K}$;

$c_1=2.3$; $T_3=433$; $C_3=2.85$; $T_4=333\text{ K}$ (таблица 10.1) $C_4=2.4$;

$$g_{T_1}^{ж}=2.3 \cdot 20=46\text{ кДж/кг},$$

$$g_{T_3}^{ж}=2.85 \cdot 160=456\text{ кДж/кг},$$

$$g_{T_4}^{ж}=2.4 \cdot 60=144\text{ кДж/кг}.$$

Таблица 10.1 – Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$

Компонент	Содержание y_i , масс.доли	Теплоемкость c_{pi}^0 , кДж/(кг $\times$ °C)	$y_i \times c_{pi}^0$, кДж/(кг $\times$ °C)
ДЭГ	0,0470	10,70	0,50
H ₂ O	0,0383	1,86	0,07
CH ₄	0,3947	2,47	0,97
C ₂ H ₆	0,2403	2,11	0,51
C ₃ H ₈	0,1647	2,05	0,34
C ₄ H ₁₀	0,1150	2,05	0,24
Σ	1,0000	—	2,63= c_H

Подставляя найденные величины в уравнение теплового баланса, получим:

$$41080 \cdot (456 - 144) \cdot 0.95 = 41614 \cdot (g_{T2}^* - 46), \quad (10.4)$$

$$12176112 = 41614 \cdot g_{T2}^* - 957104,52, \quad (10.5)$$

$$g_{T2}^* = 338,6 \text{ кДж/кг}$$

Этой энтальпии соответствует $T_2 = 397 \text{ К}$ ($c_2 = 2,74$)

Тепловая нагрузка теплообменника равна:

$$Q_1 = G_1(g_{T3}^* - g_{T4}^*) = 41080 \cdot (456 - 144) = 12,81 \cdot 10^6 \text{ кДж/кг} = 3560 \text{ кВт}, \quad (10.6)$$

Рассчитаем поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q_1}{k_1 \times \Delta T_{\text{ср}}}, \quad (10.7)$$

где k_1 -коэффициент теплопередачи

$\Delta T_{\text{ср}}$ - средняя температура.

Находим коэффициент теплопередачи по формуле:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\lambda_2}}, \quad (10.8)$$

где λ_1 - суммарный коэффициент теплоотдачи = 38;

λ_2 - коэффициент теплоотдачи от гладкой наружной поверхности трубы к $PDЭГ = 27,24$;

λ - коэффициент теплопроводности стали = 45,2 Вт/(м×К);

$\delta = 0.0035 \text{ м}$ - толщина стенки трубки.

(из расчета печи)

Осуществляется противоток теплоносителей по схеме:

$$\Delta T_{\text{max}} = 36 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{мин}} = 40 \text{ K}$$

При $\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} = \frac{36}{40} = 0.9 \leq 2$ средней температурный напор определяется по

формуле:

(10.9)

$$F = \frac{3560 \times 10^3}{27.8 \times 38} = 3370 \text{ M}^2$$

По данным расчета выбираем четыре кожухотрубчатых аппарата типа ТП с поверхностью теплообмена 850 м^2 .

Расчёт насоса

$$V = 6 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

1. Выбор диаметра трубопровода проведём, взяв скорость ДЭГа, равная $\omega=1.4$ м/с:

(10.11)

где V - объём гликоля, м^3 .

$\rho_{\text{гд}}$ - ПЛОТНОСТЬ ГЛИКОЛЯ, КГ/М³.

ω - скорость подачи гликоля, м/с.

Выбираем $D_y = 0,05$ м.

2. Расчет потерь на трение и местные сопротивления:

$$R_e = \frac{\omega d \rho}{\rho} = \frac{1.4 * 0,05 * 998}{1.105 * 10^{-3}} = 63221,72, \quad (10.12)$$

Режим турбулентный. Среднее значение абсолютной шероховатости стенок труб $e = 0.2$ мм находим значение коэффициента трения $h=0,0235$.

3. Потери напора на всас:

$$\Delta P_{\text{вс}} = \left(h \frac{BC}{d} + \Sigma \delta BC \right) \frac{\rho \omega^2}{2} = \left(0.0235 \times \frac{15}{0,05} + 1.83 \right) \times \frac{998 \times (1.4)^2}{2} = 8685 \text{ Па}, \quad (10.13)$$

$$H_{\text{н/вс}} = \Delta P_{\text{вс}} / \rho g = 8685 / 998 \times 9.8 = 0.89 \text{ м}, \quad (10.14)$$

$$\Delta P_n = \left(0.0235 \times \frac{35}{0.103} + 10.52 \right) \times \frac{998 \times (1.4)^2}{2} = 18094 \text{ Па}, \quad (10.15)$$

4. Потери напора нагнёт линии:

$$H_n = \Delta P_n / \rho g = \frac{18094}{998 \times 9.8} = 1.85 \text{ м}, \quad (10.16)$$

5. Общие потери напора:

$$H_n = H_{\text{вс}} + H_n = 0,85 + 1.85 = 2,74 \text{ м}, \quad (10.17)$$

6. Выбор насоса.

Рассчитаем полный напор, развиваемый насосом:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + H_n = \frac{1.5 \times 10^6}{998 \times 9.8} + 2.74 = 153.36 \text{ м}, \quad (10.18)$$

Полезная мощность насоса:

$$N = Q\rho g \times H = \frac{46 \times 998 \times 9.8 \times 153.36}{3600} = 19166 \text{ Вт} = 19.2 \text{ кВт.}, \quad (10.19)$$

Мощность, потребляемая двигателем насоса:

$$N_{\text{гв}} = 19.2 / 0.6 = 32 \text{ кВт.}$$

По данным расчета выбираем насос типа ПТ 6,3/6,3.

Вопросы для самопроверки:

1. Назначение теплообменников.
2. Конструкция теплообменников.
3. Принцип работы теплообменника.
4. Методика расчета теплообменника.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по теме: приведены в конце курса лекций под номером [1], [4], [7], [9].

ЗАКЛЮЧЕНИЕ К ПРАКТИКУМУ

В трубопроводном транспорте большое внимание уделяется процессу эксплуатации и обслуживания различного рода аппаратов и оборудования, установленного на магистральных газонефтепроводах.

Настоящий практикум посвящен описанию основных видов оборудования, установленного на площадочных объектах и линейной части магистральных газонефтепроводов. В практикуме приведены технические характеристики оборудования, описаны их назначение, устройство и принцип работы, методики подбора и расчета.

Изучение дисциплины позволяет грамотно осуществлять эксплуатацию, ремонт и техническое обслуживание, применяемого оборудования, использовать навыки в выполнении инженерных расчетов по выбору оборудования для магистральных газонефтепроводов

Благодаря изучению дисциплины студент может быстро и качественно произвести выбор оборудования, и необходимых запасных частей и материалов для его обслуживания исходя из конструктивных особенностей, климатического исполнения, коррозионной стойкости металла, разрешённого давления и иных не менее важных факторов.

Развитие трубопроводного транспорта углеводородов в настоящее время определяется, не только качеством изготовления труб и изоляционных материалов применяемых в строительстве, но и прежде всего, машиностроением, а именно новыми машинами, аппаратами и оборудованием, позволяющими интенсифицировать производственные процессы и обеспечить высокое качество и производительность транспортировки жидких и газообразных углеводородов.

ЛИТЕРАТУРА

Основная литература

1. Козаченко А.Н. Эксплуатация компрессорных станций магистральных газопроводов - М.: Недра 1999
2. Кононова Г.В. Оборудование транспорта и хранения нефти и газа: учебное пособие для вузов Ростов на Дону: Феникс, 2006. – 128с.
3. Корж В.В., Сальников А.В. Эксплуатация и ремонт оборудования насосных и компрессорных станций учебное пособие – Ухта: УГТУ, 2010. – 184 с.
4. Алиев. Р. А., Белоусов В. Д., Немудров А. Г. [и др.]. Трубопроводный транспорт нефти и газа: учебник для вузов / – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Недра, 2008. – 368 с.
5. Мустафин Ф.М., Гумеров А.Г., Мугалимов Ф.М. Трубопроводная арматура учебное пособие для вузов – Уфа: УГНТУ, 2010. – 204 с.
6. Паранук А.А. Мамий С.А. Эксплуатация насосных и компрессорных станций учебное пособие – Краснодар – Издательство: Краснодарский ЦНТИ – филиал ФГБУ «РЭА» Минэнерго России, 2019г. – 286 с.
7. Ахметов С.А., Сериков Т.П., Кузеев И.Р., Баязитов М.И. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа учебное пособие Под ред. С.А. Ахметова – СПб: Недра, 2006г. – 868 с.
8. Петрухин В.В. Петрухин С.В. Справочник по газопромысловому оборудованию – М: Инфа инженерия – 2013г. – 928 с.

Дополнительная литература

9. Сугак А.В., Леонтьев В.К., Туркин В.В. Процессы и аппараты химической технологии учебное пособие для нач. проф. образования — М.: Академия, 2005. — 224 с.

10. Захаров В.И. Оператор нефтеперекачивающей станции магистрального нефтепровода. Часть 1.:учебное пособие для вузов/В.И. Захаров, А.Е. Лощинин, В.И. Рябухин и др. – Тюменский учебный центр ОАО «Сибнефтепровод», 2005. – 161с.

11. Захаров В.И. Оператор нефтеперекачивающей станции магистрального нефтепровода. Часть 2.:учебное пособие для вузов/В.И. Захаров, А.Е. Лощинин, В.И. Рябухин и др. – Тюменский учебный центр ОАО «Сибнефтепровод», 2005. – 2081с..

12. Контроль герметичности трубопроводов и оборудования Изобильненской КС, порядок обнаружения утечек <https://vip-study.ru/w-kontrol-germetichnosti-truboprovodov-i-oborudovaniya-izobilnenskoj-ks-poryadok-obnaruzheniya-utechek.htm>

13. Виды, устройство и характеристики резервуаров для нефтепродуктов <https://northsea.ru/vidy-ustrojstvo-i-harakteristiki-rezervuarov-dlja-nefteproduktov.html>

Учебное пособие

Прачев Юрий Николаевич
Коломийцев Андрей Викторович

ОБОРУДОВАНИЕ МАГИСТРАЛЬНЫХ ГАЗОНЕФТЕПРОВОДОВ

Учебное пособие

для бакалавров направления подготовки 21.03.01 Нефтегазовое дело,
направленность (профиль) «Сооружение и ремонт систем трубопроводного
транспорта»