Федеральное государственное автономное
образовательное учреждение
высшего образования
«СИБИРСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»
Институт Нефти и газа
институт
Разработки и эксплуатации нефтяных и газовых месторождений
кафедра

УТВЕРЖДАЮ
Заведующий кафедрой
_____ Н.Д. Булчаев
подпись инициалы, фамилия
« _____» _____ 2016 г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

21.03.01 – Нефтегазовое дело
21.03.01.02 Эксплуатация и обслуживание объектов добычи нефти

ОБОСНОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ СБОРА И ПОДГОТОВКИ ГАЗА НА МЕСТОРОЖДЕНИИ МОНГИ (САХАЛИНСКАЯ ОБЛАСТЬ)

тема

Руководитель _____ канд.физ.-мат. наук, доцент Б.Б. Квеско
подпись, дата должность, ученая степень инициалы, фамилия

Выпускник _____ Д.Д.Терешин
подпись, дата инициалы, фамилия

Красноярск 2016

Продолжение титульного листа дипломной работы по теме:

Консультанты по разделам:

Безопасность и экологичность проекта Е.В. Домаев

_____ _____

подпись дата инициалы, фамилия

Нормоконтролер О.В. Помолотова

_____ _____

подпись дата инициалы, фамилия

Федеральное государственное автономное
образовательное учреждение
высшего образования
«СИБИРСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»
Институт Нефти и газа
институт
Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений
кафедра

УТВЕРЖДАЮ
Заведующий кафедрой
_____ Н.Д. Булчаев
подпись инициалы, фамилия
« _____» _____ 2016 г.

ЗАДАНИЕ
НА ВЫПУСКНУЮ КВАЛИФИКАЦИОННУЮ РАБОТУ
в форме бакалаврской работы

Студенту Терешину Дмитрию Дмитриевичу

Группа ГБ 12-03 Направление (специальность) 21.03.01
номер код
Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений

Тема выпускной квалификационной работы: Обоснование технологической схемы сбора и подготовки газа на месторождении Монги (Сахалинская область)

Утверждена приказом по университету №_____ от _____

Руководитель ВКР: Б.Б. Квеско, кандидат физико-математических наук, доцент, кафедра РЭНГМ, ИНиГ СФУ

Исходные данные для ВКР: Технологические схемы разработки месторождения Монги, фактические данные объемов добычи газа за 2015 год.

Перечень разделов ВКР: 1. Краткая геолого-промысловая характеристика месторождения, 2. Анализ текущего состояния разработки газовых объектов,3. Технология сбора скважинной продукции на месторождении Монги, 4. Анализ методов интенсификации на данном месторождении, 5. Расчет экономической эффективности замены оборудования осушки газа на установке подготовке газа Монги, 6. Безопасность и экологичность обеспечения.

Перечень графического материала: 1. Расположение месторождения Монги, 2. Структурная карта, 3. Геологический разрез, 4. Технологические показатели разработки, 5. Технологическая схема УКПГ.

Руководитель ВКР _____ Б.Б. Квеско
подпись инициалы, фамилия

Задание принял к исполнению _____ Д.Д.Терешин
подпись инициалы,фамилия

«____» _____ 2016г.

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 112 страниц, 12 рисунков, 25 таблиц, 12 источников.

МЕСТОРОЖДЕНИЕ, ЗАЛЕЖЬ, СКВАЖИНА, ГАЗ, УСТАНОВКА ПОДГОТОВКИ ГАЗА, СИСТЕМА ОСУШКИ ГАЗА, НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СЕПАРАЦИЯ.

Объектом исследования является оборудование установки комплексной подготовки нефтяного газа на месторождении Монги.

Цель работы – экономически выгодная реконструкция установки подготовки нефтяного газа, удовлетворяющего требованиям, предъявляемым газу для подачи в магистральный трубопровод на месторождении Монги.

Геологическая часть включает в себя сведения о расположении месторождения и его структуре, газоносности, запасах газа и конденсата, сведения о физико-химических свойствах газа, конденсата и пластовых жидкостей.

В разделе разработки месторождения приведены проектные и фактические показатели разработки месторождения, проведен анализ текущего состояния разработки газовых объектов.

В технологической части рассмотрены технология сбора и подготовки скважинной продукции, технология подготовки газа на установке подготовки газа, технология подготовки газа методом низкотемпературной сепарации. Выполнены расчеты конечной температуры газа в конце процесса дросселирования, нововведенного оборудования, сетчатого сепаратора, процесса низкотемпературной сепарации на установке подготовки газа Монги.

В экономической части выпускной квалификационной работы произведен расчет экономической эффективности замены абсорбционной системы осушки газа на оборудование, работающее по принципу низкотемпературной сепарации.

В разделе безопасности и экологичности обеспечения приводится оценка эффективности мероприятий по обеспечению безопасности технических систем и производственных процессов нефтегазодобывающего управления «Катанглинефтегаз».

СОДЕРЖАНИЕ

Введение 6
1 Краткая геолого-промысловая характеристика месторождения 8
1.1 Общие сведения о месторождении 8
1.2 Характеристика геологического строения 10
1.3 Физико-химические свойства и состав пластовых жидкостей и газов 17
2 Анализ текущего состояния разработки газовых объектов 22
2.1 Технологические показатели разработки 22
2.2 Контроль за разработкой месторождения 31
3 Технология сбора скважинной продукции на месторождении Монги 33
3.1 Система сбора скважинной продукции 33
3.2 Подготовка скважинной продукции 34
3.3 Рекомендации по усовершенствованию системы сбора и промысловой подготовки газа и конденсата 37
3.3.1 Описание усовершенствованной системы подготовки скважинной продукции 38
4 Технологические расчеты процессов низкотемпературной сепарации 40
4.1 Расчеты конечной температуры газа в конце процесса дросселирования 40
4.2 Расчет нововведенного оборудования 44
4.2.1 Технологический расчет центробежного регулируемого сепаратора 44
4.3 Технологический расчет сетчатого сепаратора 61
4.4 Расчет процесса низкотемпературной сепарации на месторождении Монги 75
4.4.1 Алгоритм расчета по уравнению состояния Пенга – Робинсона парожидкостного равновесия газоконденсатных смесей 75
4.4.2 Расчет процесса низкотемпературной сепарации на установке подготовке газа Монги 80

5 Расчет экономической эффективности замены оборудования осушки газа на установке подготовке газа Монги 85
5.1 Методология расчета экономической эффективности капиталовложений 85
5.2 Расчет экономической эффективности замены абсорбционной системы осушки газа на оборудование, работающее по принципу низкотемпературной сепарации 87
6 Безопасность и экологичность обеспечения 93
6.1 Недостатки базовой конструкции(аналогов) по обеспечению безопасности труда 93
6.2 Проектные решения по обеспечению безопасности труда на проектируемом оборудовании 95
6.3 Санитарные требования 96
6.4 Инженерные и организационные решения по обеспечению безопасности 99
6.5 Обеспечение безопасности в аварийных и чрезвычайных ситуациях 101
6.6 Экологичность проекта 102
Заключение 105
Список сокращений 108
Список использованных источников 109

ВВЕДЕНИЕ

НГДУ “Катанглинефтегаз” ведет свою производственную деятельность на территории Ногликского района Сахалинской области. Район образован в 1929 г. Протяженность с севера на юг - 198,6 км, с востока на запад – 72 км. Площадь района – 11,3 тыс. кв. м, численность населения 14,9 тыс. человек. Районный центр – п.г.т. Ноглики, где проживает основная часть жителей, расположен в нижнем течении крупнейшей реки Сахалина – Тыми.

Район связан с южной частью острова автомобильной дорогой (623 км), железной дорогой и через паромную переправу с материком. В черте поселка расположен аэропорт с грунтовой взлетно-посадочной полосой позволяющей принимать самолеты типа АН-24 (26) и ЯК- 40. На север острова ведут грунтовая (240 км) и узкоколейная дороги. Набильский залив (фарватер – до 9 м, вход в залив – пролив Асланбекова переменной глубины – 3 – 5 м) имеет причалы, небольшие портовые сооружения для обслуживания рыболовных судов и частично сохранившийся береговой нефтепарк (в прошлом существовал рейдовый налив нефти). Максимально длительный период навигации с мая по декабрь.

Нефтегазовая отрасль является базовой для района. Помимо предприятий ОАО “Роснефть-Сахалинморнефтегаз”, управления буровых работ (НУБР), строительного подразделения (ПМК), филиалов УПТОиКО, включая управления железной дороги (УЖД), в Ногликском районе имеются предприятия лесной и рыбной промышленности. Последние в условиях экономического кризиса значительно уменьшили производство продукции. К числу промышленных предприятий относится Ногликская газотурбинная электростанция.

Месторождение Монги является одним из самых крупных на территории Сахалина. Расположено оно на побережье Ныйвского залива Охотского моря.

К настоящему времени глубоким бурением вскрыты отложения нутовской, окобыкайской, уйнинской и даехуриинской свит.

Целью данной выпускной квалификационной работы является совершенствование системы сбора и подготовки газа на месторождении Монги.

Основной задачей, поставленной перед автором, явился расчёт процесса дросселирования на период 2007 – 2015 годов.

Второй задачей является технический расчёт сетчатого и ценробежного сепараторов.

Третьей задачей является вычисления объемов продукции при низкотемпературной сепарации.

Четвертой задачей является оценка эффективности замены существующего оборудования на нововведенное.

1 Краткая геолого-промысловая характеристика месторождения

1.1 Общие сведения о месторождении

Месторождение Монги расположено в Ногликском районе Сахалинской области на побережье Ныйского залива Охотского моря в 40 км к северу от районного центра поселка Ноглики и 170 км к югу от города Оха. Обзорная карта района представлена на рисунке 1.1.

Головные сооружения нефтепровода Даги - Погиби находятся на железнодорожной станции Даги, в 8 км к северу от месторождения.

Ближайшим газонефтяным месторождением является месторождение Восточное Даги. Площадь месторождения представляет собой прибрежную равнину, понижающуюся с запада на восток и с юга на север. Абсолютные отметки поверхности варьируют от 10 до 40 м. Речная сеть площади представлена реками Томи, Нельбута, Таёжная и ручьём Монго, впадающими в Ныйский залив, и рядом ручьёв-притоков. Болота и мари занимают около 40 % всей площади месторождения. По данным Охинской гидрометеослужбы средняя температура января минус 15,7° С, июня 9,0° С, минимальная температура до - 40° С.

Рисунок 1.1 - Обзорная карта месторождения Монги

Запасы нефти и газа

Подсчёт запасов нефти и газа производился объёмным методом в СахалинНИПИморнефть и утверждённые в ГКЗ СССР в 1984 г:

нефти (категории $B+C_1$) - балансовые 48712 тыс. т.

извлекаемые 16878 тыс. т.

газа растворенного (категории $B+C_1$) - 7252 млн. $м^3$.

газа свободного (категории $B+C_1$) - балансовые 13542 млн. $м^3$.

конденсата (категории $B+C_1$) - балансовые 485 тыс. т.

извлекаемые 406 тыс. т.

1.2 Характеристика геологического строения

Монгинская антиклинальная структура, выявленная поисковыми сейсморазведочными работами в 1973 г., подготовлена к глубокому бурению сейсморазведкой.

Промышленная нефтегазоносность площади установлена в 1975 г. в результате бурения поисковой скважины № 1, при опробовании которой из XXVII горизонта дагинской свиты получены фонтаны нефти и газа с дебитами соответственно более 200 т/сут. и около 250 тыс. $м^3$/сут.

Глубоким поисково-разведочным бурением на месторождении изучены отложения даехуриинской, уйнинской, дагинской, окобыкайской и нутовской свит неогенового возраста.

Монгинское месторождение приурочено к одноименной антиклинальной структуре. По результатам сейсморазведочных работ и глубокого бурения она представляет собой сложно построенную асимметричную складку субмеридиального простирания, погребенную под отложениями окобыкайской и нутовской свит, моноклинально падающими на северо-восток (рисунок 1.2, 1.3)

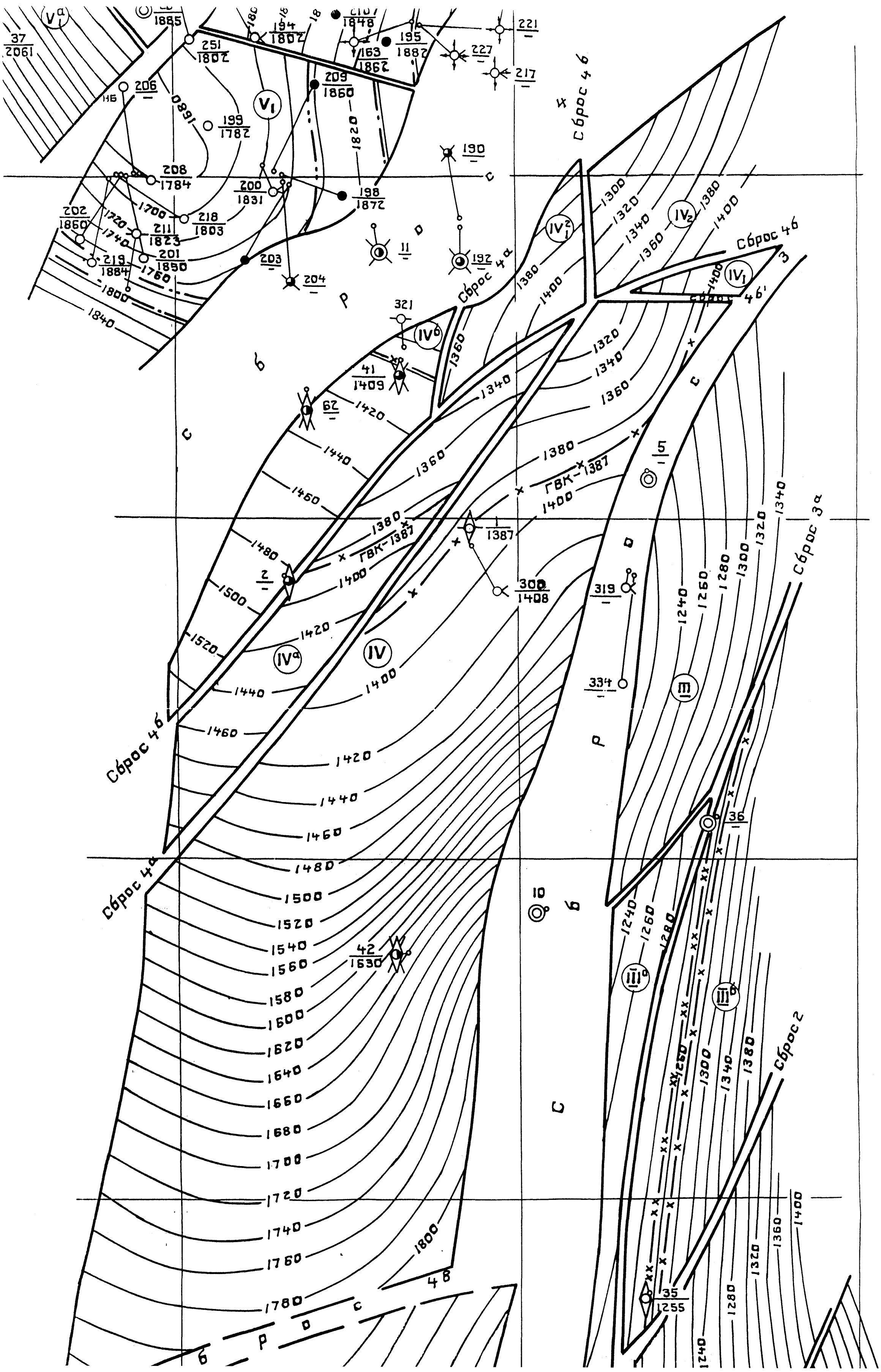
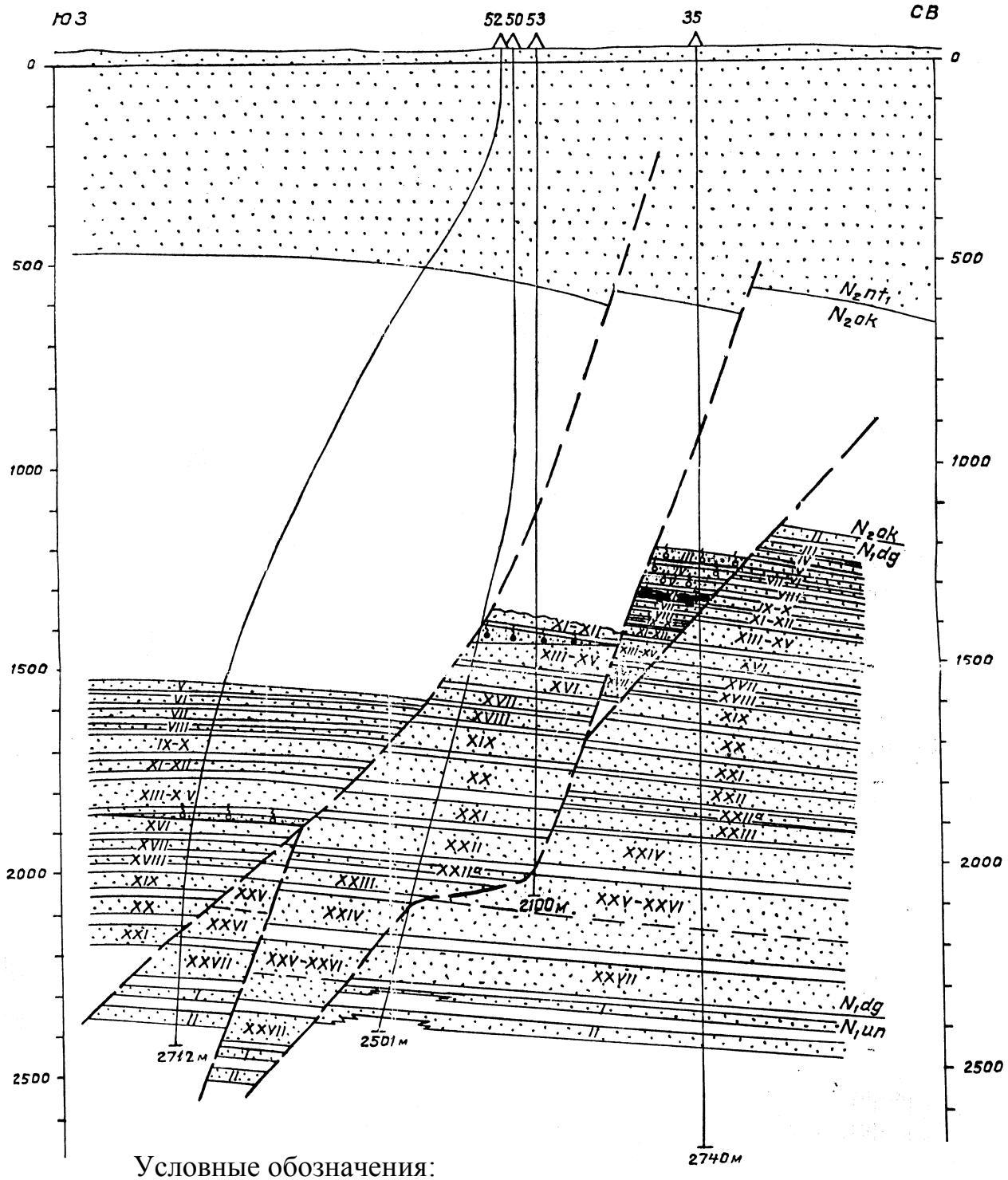


Рисунок 1.2 - Структурная карта по кровле VI горизонта



Условные обозначения:

- песчаник
- газонасыщенность
- нефтенасыщенность
- известняк

Рисунок 1.3 - Геологический разрез

Размеры складки 13,6 х 2,5 км. Складка характеризуется короткой северной и протяженной южной периклиналями. Свод её расположен в пределах X блока. Сбросовыми нарушениями северо-восточного простирания с амплитудами от 50 до 150 м складка разбита на 14 блоков различной величины, последовательно погружающихся с юга на север. В пределах продуктивной части разреза, где через разрывы контактируют различные песчаные горизонты, сбросы являются проводящими.

По данным опробования скважин продуктивными на месторождении являются II, III, IV, V, VI, $VI^{б}$, VII, VIII, IX, X, XII, XIII, XVI, XVIII, XIX, XX, XXI, XXV и XXVII горизонты дагинской свиты, из которых XIII и XXI содержат только нефть, остальные - нефть и газ. Из-за блочного строения месторождения каждый горизонт содержит от одной до 10 залежей. Наибольшее количество залежей во II горизонте- 10, наименьшее в $VI^{б}$, XXI, и XXVII по одной. III, VI и VII горизонты содержат по 8 залежей, IV - 9; V - 7; VIII, IX, XII и XIII - 4; X - 3; XVI, XIX, XX - по 2. Всего на месторождении открыто 78 залежей, из них 25 нефтяных, 22 газоконденсатных, 28 газоконденсатонефтяных (с газовой шапкой) и 3 нефтегазоконденсатных (с нефтяной оторочкой).

Продуктивность на месторождении установлена в 12 блоках: III, IV, IV^{a}, V, V^{a}, VI, VII, VIII, IX, X, XI и XII. Блоки содержат от одного до 13 горизонтов. Наибольшее количество продуктивных горизонтов содержится в X блоке. В IX и XI блоках выявлено по 10, в VIII - 7, в V - 6, в VII, VI и IV - 5, в V^{a} - 3, в IV^{a} - 1, в XII - 2, в III блоке 11 продуктивных горизонтов. Основными продуктивными горизонтами являются II, III, IV, V и VI. Высота залежей изменяется в широких пределах - от 4 до 233 м. Наибольшими высотами характеризуются залежи II - VI горизонтов в VII - X блоках, которые изменяются от 60 до 233 м.

По генетическим и морфологическим признакам ловушки, согласно классификации А.А.Бакирова, относятся к классу структурных. К группе, приуроченных к антиклинальной структуре, к подгруппе сводовых, к виду осложнённых разрывными нарушениями, с характерными типами залежей - экранированных (блоковых).

Продуктивные горизонты литологически изменчивы по площади и разрезу месторождения. Они сложены песчаниками, алевролитами, неотсортированными песчано-алевритовыми породами, часто содержат прослои глин. Характерно ухудшение коллекторских свойств к подошвенной части[7].

Основные параметры (пористость, насыщенность, толщины) залежей приведены в таблице 1.1.

Горизонты II - X содержат основную часть запасов, для них характерно трёхслойное строение. Слоям соответствуют «типы» (I, II, III) коллекторов, отличающихся литолого-физическими свойствами, скачкообразно изменяющимися по разрезу горизонта при переходе от кровельной (I тип) и подошвенной (III тип) части. Средние значения проницаемостей коллекторов составляют по «типам» 0,16 - 1,2 (I тип), 0,35 - 0,15 (II тип) и 0,006 - 0,05 мкм^2 (III тип).

Таблица 1.1 - Характеристика параметров горизонтов

Горизонт	Блок	Проницаемость, мкм^2	Пористость, дол. ед.	Нефтенасыщенность, дол. ед.	Газонасыщенность, дол. ед.
II	IV^a	50,3	0,24	0,56	0,56
	V	32,9	0,22	0,65	0,75
	V^a	17,5	0,2	0,64	0,68
	VII	71,7	0,21	0,72	0,72
	VIII	39,4	0,21	0,56	0,69
	IX	40	0,22	0,68	0,76
	X	41,5	0,22	0,7	0,72
	XI	39	0,21	0,66	0,76

Продолжение таблицы 1.1

Горизонт	Блок	Прони-цаемость, мкм^2	Порис-тость, дол. ед.	Нефтенасы-щенность, дол. ед.	Газонасы-щенность, дол. ед.
III	VII	62,3	0,19	0,7	0,8
	VIII	62	0,19	0,64	0,75
	IX	65,2	0,19	0,69	0,72
	X	55,7	0,2	0,71	0,77
	XI	104,8	0,2	0,67	0,76
IV	VII	35,9	0,19	0,65	0,76
	VIII	29,8	0,185	0,71	0,79
	IX	36,9	0,2	0,73	0,78
	X	41,5	0,19	0,69	0,85
	XI	141,6	0,2	0,71	0,82
V	VII	62,3	0,19	0,7	0,8
	VIII	62	0,19	0,64	0,75
	IX	65,2	0,19	0,69	0,72
	X	55,7	0,2	0,71	0,77
	XI	104,8	0,2	0,67	0,76
VI	V	61,6	0,22	0,54	0,56
	VI	59,6	0,185	0,59	-
	VII	78,8	0,18	0,68	-
	VIII	73,7	0,21	0,65	-
	IX	151	0,22	0,7	-
	X	98,3	0,21	0,72	0,72
VIб	XI	350	0,19	0,63	0,73
VII	X	77,6	0,21	0,67	0,78
VIII	VIII	113,2	0,19	0,69	-
	X	51,6	0,2	0,72	0,78

Окончание таблицы 1.1

Горизонт	Блок	Проницаемость, мкм^2	Пористость, дол. ед.	Нефтенасыщенность, дол. ед.	Газонасыщенность, дол. ед.
IX	III	135,9	0,24	0,52	-
	X	74,7	0,2	0,69	0,72
X	IX	347,2	0,21	0,7	-
	X	116,4	0,2	0,66	-
XII	IV	643,6	0,23	0,52	-
	IX	459	0,22	0,7	-
XIII	IX	23,9	0,21	0,78	-
XIX	III	54,6	0,2	0,6	0,67
XX	IV	140,4	0,22	0,6	0,56
XXI	III	492,7	0,22	0,64	-
XXVII	III	37,8	0,22	0,68	0,75
X	X	116,4	0,2	0,66	-
XII	IV	643,6	0,23	0,52	-
	IX	459	0,22	0,7	-
XIII	IX	23,9	0,21	0,78	-
XIX	III	54,6	0,2	0,6	0,67
XX	IV	140,4	0,22	0,6	0,56
XXI	III	492,7	0,22	0,64	-
XXVII	III	37,8	0,22	0,68	0,75

Толщины горизонтов на месторождении Монги изменяется в широких пределах. Толщина дагинской свиты в целом увеличивается с юга на север от 1100 до 1900 м. Это происходит за счёт наращивания толщин всех слагающих её песчаных горизонтов и глинистых разделов. Достигнув максимальных значений в VI блоке, толщины постепенно уменьшаются по направлению к своду. Далее на север наблюдается сокращение толщин горизонтов.

Наращивание толщин чётко прослеживается и в направлении с северо-востока на юго-запад. В значительной степени на изменение толщин по площади месторождения повлиял конседиментационный характер сбросовых нарушений, особенно таких крупных, как разделяющие III и IV, IV^{a} и V, X и XI блоки. Наиболее значительные изменения претерпевает пачка II и VI горизонтов. Эти изменения иллюстрируются следующими цифрами: III блок - 90 - 100 м, IV и V^{a} блоки -180 - 250 м, V блок - 320 - 400 м, VI блок - 330 - 450 м, VII блок - 290 - 4 м, VIII блок - 210 - 430 м, IX блок - 200 - 380 м, X блок - 160 - 310 м, XI блок - 320 - 410 м. Для пачки VII - X горизонтов колебания несколько меньше III блок - 90 м, IV блок - 110 м, V блок - 220 м, VI блок - 230 м, X блок - 140 - 170 м, XI блок - 210 - 260 м. Ещё меньше они для пачки XII -XIX горизонтов: III блок - 270 м, IV блок - 350 м, VI блок - 350 м, X блок - 400 м.

1.3 Физико-химические свойства и состав пластовых жидкостей и газов

Нефти продуктивных горизонтов месторождения характеризуются практически одинаковыми физико-химическими свойствами. Отмечается незначительная закономерность изменения свойств нефти по площади от относительно лёгких (в пределах ГНК) к более тяжёлым (в пределах ВНК). Сепарированные нефти характеризуются изменчивостью физико-химических свойств по разрезу месторождения и постоянством их по площади залежи. Общим для нефтей всех залежей является сравнительно низкая смолистость (1,1 - 3,5 % смол селикагелевых) и малое содержание серы (0,1 - 0,2 %). Самую тяжёлую нефть содержат залежи III блока VI - XXI горизонтов (0,89 - 0,9 г/см^{3}). С увеличением глубины залегания в IV - V - V^{a} блоках плотность нефти уменьшается до 0,87 - 0,88 г/см^{3}, снижается содержание смол до 1,2 - 2,6 %.

В соответствии со свойствами сепарированных нефтей изменяются и свойства пластовых нефтей, растворённого в нефти газа. Тяжёлые нефти плохо растворяют лёгкий, метановый газ. С уменьшением глубины залегания умень-

шается плотность и вязкость нефти, улучшается их растворяющая способность, газ обогащается гомологами метана. Коэффициент растворимости изменяется по разрезу месторождения от 0,038 до 0,066 $\frac{м^3}{м^3 \cdot МПа}$, объемный коэффициент возрастает от 1,114 до 1,326, газонасыщенность от 58 до 167 $м^3$/т, относительный удельный вес растворённого в нефти газа от 0,58 до 0,70.

Обобщая изложенный материал о свойствах пластовых и сепарированных нефтей месторождения Монги, можно отметить следующее:

- в начальных пластовых условиях нефти полностью насыщены газом, т.е. имеют давление насыщения, соответствующие начальным пластовым давлениям;

- в распределении свойств сепарированных нефтей по разрезу месторождения отмечается уменьшение плотности от 900 до 850 кг/$м^3$ и вязкости от 0,176 до 0,033 Па·с. Соответственно изменяются остальные параметры: увеличивается выход светлых фракций, выкипающих до 300^o С, от 42 до 60 %, снижается содержание селикагелевых смол от 3,55 до 1,10 %, увеличивается содержание парафина от 0,1 до 7,0 %. В соответствии с содержанием парафина изменяется температура застывания нефти от ниже минус 20^o С до 10^o С.

- у пластовых нефтей по разрезу месторождения происходит улучшение растворяющей способности, заметно снижается плотность и вязкость пластовых нефтей соответственно от 915 (III блок, VI горизонт) до 701 кг/$м^3$ (XI блок, VI^a горизонт) и от 0,00105 до 0,00055 Па·с.

- большинство параметров пластовой нефти линейно связаны с пластовым давлением (плотность нефтей, объемный коэффициент, газонасыщенность, коэффициент сжимаемости). Криволинейная функциональная связь существует между вязкостью нефти и начальным пластовым давлением.

В целом по месторождению растворённые в нефти газы относятся к метановому типу. Для них характерна небольшая изменчивость состава в разрезе и по площади. По товарной характеристике это полужирные газы с содержанием метана 89,1 - 94,5 %, суммой тяжёлых углеводородов 3,9 - 11,9 %, небольшим

содержанием балластных газов N_2 и CO_2 соответственно 0,1 - 2,9 % объема и 0,7 - 2,6 %, относительного удельного веса 0,6001 - 0,7105, обладающие высокой теплотворной способностью (8089 - 9401 - низшая и 8964 - 10873 - высшая ккал/м^3). Сероводород не обнаружен. В 42 пробах растворённого газа определены гелий и аргон, содержание которых соответственно меньше 0,001 % объема и 0,001 - 0,03 % объема.

Физико-химическая характеристика пластового газа и конденсата

Повышенное содержание CO_2 2,9 - 4,4 % (объема) наблюдается в III блоке IV - VII горизонтов. Азота незначительное количество 0,2 - 0,4 %, H_2S не обнаружен.

По товарным качествам свободный газ месторождения Монги сухой с содержанием CH_4 - 93,1 - 96,1 %, C_2H_6 - 1,0 - 3,2 %, пропана - 0,1 - 1,1 %, бутана - 0,05 - 0,4 %, изобутана - 0,05 - 0,4 %, пентана - 0,04 - 0,3 %, содержащий небольшие количества балластных газов (N_2 и CO_2) 0,1 - 0,3 и 0,3 - 4,4 %, обладает высокой теплотворной способностью (ккал/м^3) 7603 - 8832 - низшая и 8439 - 9760 - высшая.

Закономерного увеличения плотности и молекулярного веса конденсата с глубиной и по залежам не отмечено. Плотность изменяется в пределах 0,7511 - 0,7916 г/см^3, молекулярный вес 107 - 129. Содержание серы и парафина незначительно (серы от следов до 0,04 %, парафина 0,47 - 0,81 %).

Температура начала кипения 35 – 65^o С и лишь газоконденсатной залежи IV горизонта (VI блока) 87^o С. Конец кипения - 228 – 300^o С (отгон 98 %). У большинства конденсатов 90 % фракций выкипает до 200^o С.

Групповой углеводородный состав конденсата довольно разнообразен. Наряду с метановыми содержит большие количества ароматических и нафтеновых углеводородов. Конденсат залежей II горизонта (VII и IX блоки) с нефтяной оторочкой и газовой шапкой относится к метаново - ароматическому типу, причём содержание ароматических углеводородов (28 %) не намного превышает нафтеновых (23,3 %). Конденсат III горизонта к метаново-нафтеновому типу (залежь нефтяная с газовой шапкой), наряду с нафтеновыми содержит 26,6 %

ароматических углеводородов. Конденсат XVI горизонта относится к нафтеново-метановому типу.

Такой переход в типе конденсатов от метаново-ароматических к нафтеново-метановым объясняется тем, что снижение растворимости парафиновых в метане, вызываемое ароматическими, приводит к относительному повышению содержания нафтеновых углеводородов в газе и, следовательно, в конденсате.

По товарной характеристике конденсат месторождения, имеющий большие выходы бензиновых фракций и содержащий много ароматических углеводородов, является ценным сырьём для синтеза ряда органических соединений, а также бензинов прямой гонки.

Физико-химические свойства воды

Скважины, вскрывшие подземные воды, в основном, не самоизливались, за исключением скважины № 1 при опробовании III и IV горизонтов и скважины № 11 при опробовании XIII горизонта, дебит самоизлива составлял 14 – 56 $м^3$/сут. В остальных случаях дебиты воды изменялись от 6 до 52 $м^3$/сут. при динамических уровнях 16 – 600 м. Коэффициент продуктивности по воде составляет 0,001 – 0,0175 $\frac{м^3 м^2}{сут. \cdot МПа}$. Состав подземных вод месторождения гидрокарбонатно – натриевый. Минерализация изменяется от 7 до 20 г/л.

На месторождении выделены следующие классы вод: пластовые (подошвенные и краевые), тектонические и конденсационные.

Пластовые воды имеют хлоридно-гидрокарбонатный натриевый или хлоридный натриевый состав. Минерализация по площади и разрезу изменяется в пределах 11 – 20 г/л, достигая максимальных значений в XVIII, XIX и XXV водоносных горизонтах. Содержание иона хлора (3 – 11 г/л) в несколько раз превышает количество гидрокарбонатов (1,4 – 3,7 г/л), отношение натрия к хлору 1,1 – 1,8. Содержание сульфатов невелико. Сульфатный коэффициент 1,4 – 2,0. Пластовые воды обогащены специфическими компонентами. Содержание йода в отдельных случаях достигает 20 мг/л, в основном минерализация йода составляет 5 – 11 мг/л и не достигает кондиционных значений для промышленного

его использования. Содержание брома до 16 – 56 мг/л, бора до 25 – 51 мг/л. Количество аммония изменяется в пределах 1 – 15 мг/л.

Тектонические напорные воды приурочены к зонам тектонических нарушений в южной части структуры (блоки III, IV, IV^a). Они имеют гидрокарбонатно – натриевый состав, минерализации 7,2 – 7,9 г/л. Содержание хлоридов в 12 раз ниже. Степень минерализации этих вод незначительная (отношение Na к Cl 8,1 – 9,3), сульфатный коэффициент 2,6 – 10. Специфические компоненты содержатся в незначительных количествах. Так содержание йода достигает 5 мг/л, брома 12 мг/л, бора 21 мг/л, аммония 3 мг/л.

Конденсационные воды распространены в приконтурных с газовыми залежами зонах. Гидрохимическая их особенность состоит в своеобразии компонентного состава и минерализации. Состав конденсационных вод гидрокарбонатно-натриевый, минерализация 4,6 – 6,5 г/л. Отношение Na к Cl 4,4 – 7. Содержат повышенное содержание сульфатов 17 – 18. Специфические компоненты отсутствуют. Плотность подземных вод на поверхности изменяется от 1001,2 до 1001,4 кг/м^3, в пластовых условиях 973,0 – 996,0 кг/м^3, уменьшаясь с глубиной.

Вязкость в пластовых условиях в зависимости от температуры, снижается от 0,44 10^{-3} до 0,36 10^{-3} Па с. Газонасыщенность пластовых вод составляет 1 – 3 м^3/м^3.

2 Анализ текущего состояния разработки газовых объектов

2.1 Технологические показатели разработки

Месторождение Монги является многопластовым. Залежи газа и конденсата приурочены к отдельным блокам, относятся к числу мелких по запасам углеводородов и рассредоточены по площади.

Месторождение разрабатывалось с отборами 200 – 63 млн.м^3 в год (в зависимости от количества разрабатываемых объектов эксплуатации), что соответствует темпам отборов 4 – 1 % от начальных запасов свободного газа. Годовая добыча товарного конденсата изменялась в пределах 3,8 – 0,2 тыс.т. Среднесуточный дебит одной скважины снизился до 85 тыс. м^3/сут. по сравнению с максимальным в 2000 году - 181 тыс. м^3/сут. Фонд скважин в разные годы составлял 3 – 8.

По состоянию на 1.01.15 г. пробуренный фонд месторождения, составляет 13 скважин (№№ 12, 28, 35, 36, 52, 63, 73,74, 254, 322, 326, 330, 333). Из нефтяного фонда переведено 5 скважин, в нефтяной фонд переведено 3 скважины. Всего на балансе нефтегазодобывающего предприятия числится 15 скважин. Действующий фонд состоит из 7 скважин (№№ 1,12, 63, 4, 35, 36, 254), в консервации – 2 (№ 85, 52), ликвидированных – 5 (№28, 73, 333, 330, 322), в ожидании ликвидации – 1 (№ 74) приведена в таблице 2.1.

На 01.01.2015 г. из месторождения отобрано 1782 млн.м^3 газа или 60% от запасов свободного газа, отбор конденсата за весь период разработки составил 28 тыс.т.

Разработка залежей II пласта в VI^а + VI^б блоках началась в 1990 г. скважинами №№ 12, 74 и продолжается до настоящего времени с относительно стабильной добычей газа. В первые пять лет 110 – 190 млн. м^3, а затем 50 – 70 млн. м^3 . Дебиты одной скважины по газу изменялись в пределах 109 – 78 тыс. м^3/сут. Добыча товарного конденсата изменялась в пределах 0,2 – 2,4 тыс. т.

Таблица 2.1 - Сравнение проектных и фактических показателей разработки месторождения Монги

Показатели		2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
Отбор газа, в т.ч. потери, млн. $м^3$	проект.	292,9	292,9	300,2	298,3	293,5	287,7	266,7	249,9	230,7
	факт.	**74,1**	**128,8**	**78,2**	**80,4**	**78,4**	**72,2**	**90,1**	**83,9**	**77,9**
Накопленный отбор газа, млн. $м^3$	проект.	1801,1	2094	2394,2	2432,3	2561,2	2681,9	2969	3029	3083
	факт.	**991**	**1120**	**1192**	**1212**	**1224**	**1255**	**1767**	**1958**	**2090**
Темп отбора газа от начального баланса запасов, %	проект.	7,8	7,7	7,9	7,8	7,9	7,6	6,9	7,2	6,9
	факт.	**0,47**	**0,82**	**0,46**	**0,75**	**0,8**	**0,40**	**6,3**	**7,7**	**5,7**
Коэффициент извлечения конденсата из газа на УКПГ	проект.	0,64	0,62	0,6	0,63	0,6	0,6	0,64	0,6	0,63
	факт.	**0,59**	**0,31**	**0,44**	**0,48**	**0,38**	**0,33**	**0,54**	**0,6**	**0,5**
Конденсатный фактор в среднем по пласту, $г/м^3$	проект.	30,2	28,0	26,9	28,5	30,4	32,1	35,2	32,6	29,8
	факт.	**22,9**	**12,4**	**12,5**	**15,8**	**10,5**	**9,5**	**4,2**	**3,1**	**3,0**
Отбор стабильного конденсата, тыс.т	проект.	8,9	8,2	8,1	8,6	8,9	9,2	1,4	1,2	1
	факт.	**1,7**	**1,6**	**0,9**	**1,5**	**0,9**	**0,6**	**0,7**	**0,6**	**0,4**
Накопленный отбор конденсата, тыс.т	проект.	62,2	70,4	78,5	80,4	83,4	87,7	62	63	64
	факт.	**21**	**22**	**23**	**24**	**25**	**26**	**18**	**19**	**19**

Окончание таблицы 2.1

Показатели		2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
Добыча товарного конденсата, тыс.т	проект.	5,7	5,1	4,9	5,0	5,1	5,2	5,3	5,4	5,2
	факт.	**1,0**	**0,5**	**0,4**	**0,5**	0,3	**0,20**	**0,7**	**0,6**	**0,5**
Ввод скважин	проект.	-	-	4	-	-	6	-	-	-
	факт.	-	-	-	-	-	-	**2**	**1**	-
Фонд скважин на конец периода	проект.	13	13	17	17	17	23	12	12	9
	факт.	**4**	**3**	**3**	**3**	3	**3**	**7**	**5**	**6**
Средний дебит 1 скважины, тыс. $м^3$/сут.	проект.	59,9	68,3	53,5	53,5	53,5	37,9	16	98	18
	факт.	**121**	**115**	**110**	**107**	**105**	**104**	**85**	**15**	**77**
Коэффициент эксплуатации скважин	проект.	0,904	0,904	0,904	0,904	0,904	0,904	0,904	0,904	0,904
	факт.	**0,767**	**0,900**	**0,899**	**0,876**	**0,894**	**0,928**	**0,932**	**0,920**	**0,932**

Динамика основных показателей разработки залежи приведена на рисунке 2.1[12].

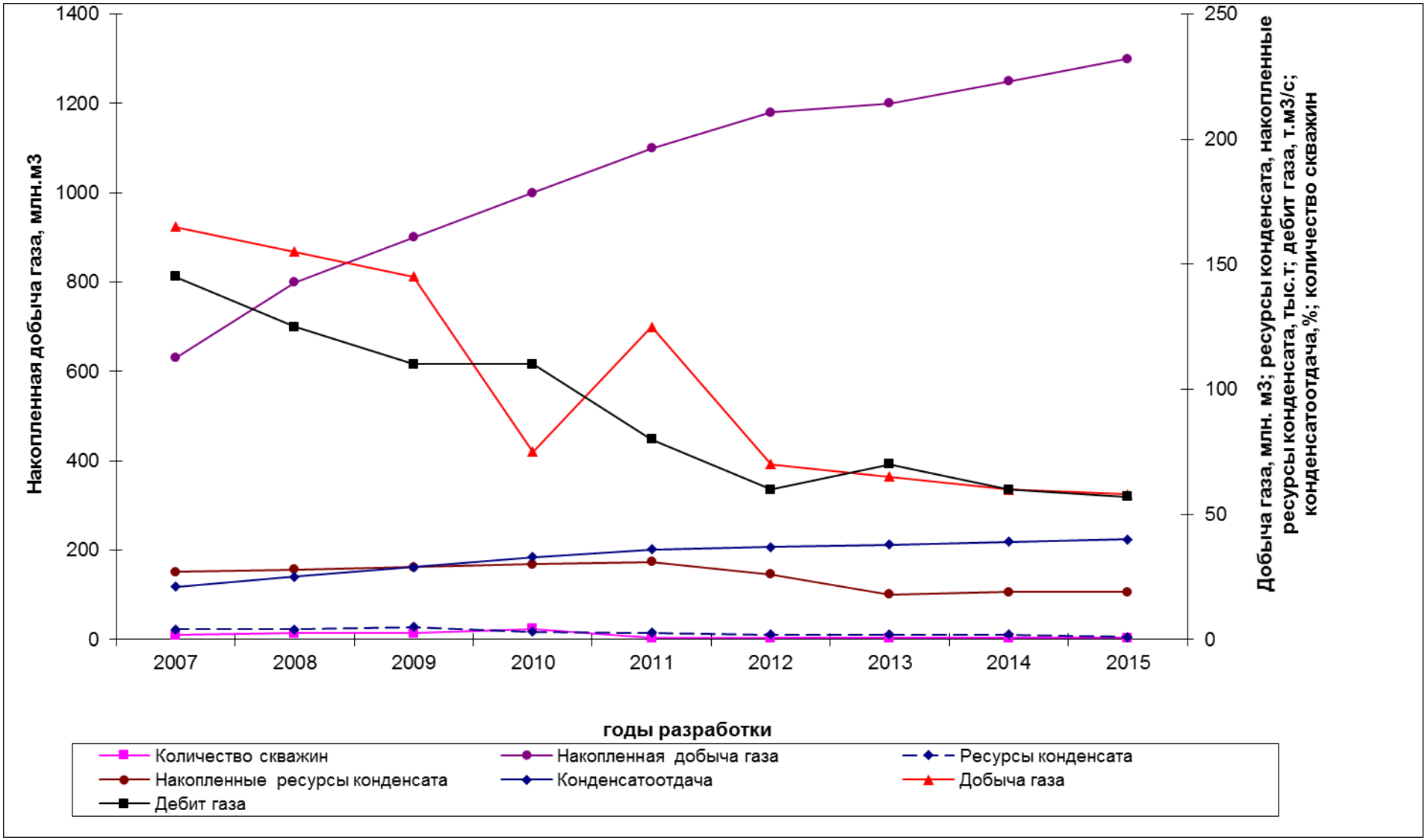


Рисунок 2.1 - Технологические показатели разработки месторождения Монги

За период эксплуатации проводились замеры пластового давления, по ним построена зависимость средневзвешенного приведенного пластового давления от добытого количества конденсата. Характер зависимости P/z (отношение пластового давления к коэффициенту сверхсжимаемости) указывает на наличие неконтролируемых утечек газа из залежи до начала разработки и влияние пластовых вод на режим разработки. Пластовое давление на дату вступления залежи в разработку было ниже начального (19,8 МПа) на 3,6 МПа. Начальные запасы газа по методу падения давления оценивается в 1035 млн. $м^3$ (с учетом перетоков около 180 млн. $м^3$).

На 01.01.2015 г. из залежи отобрано 716 млн. $м^3$ газа и 10,5 тыс.т. конденсата.

Основной причиной расхождения проектных и фактических показателей явились более низкие запасы, введенные в разработку и меньшее количество эксплуатационных скважин. Начальные запасы газа определялись величиной 1130 млн. $м^3$. В результате новых геологических построений единый VI блок разбит на $VI^а$, $VI^б$, $VI^в$, VI блоки с общими запасами 1509 млн.$м^3$. В разработке находились залежи $VI^а$ и $VI^б$ блоков с запасами 846 млн. $м^3$.

Залежь IV пласта в VI блоке. Начальные запасы газа, подсчитанные объемным методом, составили 319 млн. $м^3$, уточненные методом падения давления – 441 млн. $м^3$ (с учетом перетоков около 130 млн. $м^3$). Годовой отбор изменялся на 32 млн. $м^3$, что соответствует темпу отбора от запасов, подсчитанных методом падения давления 43,2 %, коэффициент эксплуатации изменялся в пределах 0,67. Стабильный конденсат отбирался в объеме 1,5 – 0,2 тыс. т, конденсатный фактор составлял 37,6 г/ $м^3$. Добыча товарного конденсата – 0,8 тыс. т.

Основной причиной расхождения проектных и фактических показателей явились более низкие запасы (определенные по данным разработки), содержащиеся в этой залежи, и меньшее количество эксплуатационных скважин.

Фактически максимальный годовой отбор газа приходится на 2007 г. – 59,1 млн. $м^3$ при этом фонд скважин составлял 1 скважину, средний дебет одной скважины – 88 тыс. $м^3$/сут. В последующие года происходило постепенное снижение годового отбора газа, среднего дебита и пластового давления. Снижение отборов связано с обводнением и истощением залежи. Всего, по состоянию на 01.01.2015 г., из зале-

жи отобрано 302 млн. $м^3$ газа или 68 % от запасов, определенным методом падения давления.

Разработка объекта эксплуатации, включающего залежи V пласта в $VI^а$ + $VI^б$ блоках, ведется с октября 2001 г. Скважиной № 254 с годовыми отборами газа 4,1 млн. $м^3$ и 0,5 – 0,1 тыс. т. стабильного конденсата, при дебитах 31 тыс. $м^3$/сут. Коэффициент эксплуатации изменялся в пределах 0,77.

По результатам замеров пластового давления и с учетом отборов газа из залежи определены запасы газа методом падения пластового давления.

Начальные запасы газа, подсчитанные объемным методом, составили 182 млн. $м^3$, уточненные методом падения давления – 187 млн. $м^3$ (с учетом перетоков около 44 млн. $м^3$).

За период разработки из залежи извлечено 149 млн. $м^3$ газа или 80 % от запасов, уточненных по падению пластового давления, и 13,3 тыс. т. конденсата.

Залежь VII пласта в $VI^а$ блоке с запасами, определенными объемным методом в объеме 5 млн. $м^3$, введена в эксплуатацию в ноябре 2000 г. скважиной № 22, переведенной из нефтяного фонда. Скважина проработала в течение 2 лет и 6 мес. со средними дебитами 100 – 104 тыс. $м^3$/сут.и коэффициентами эксплуатации – 0,73 и обводнилась. Скважина расположена в газо-водяной зоне, и во время разработки пласта произошло подтягивание подошвенных вод.

Пластовое давление на начало разработки было ниже начального (22 МПа) на 7,7 МПа. За период эксплуатации проведен всего один замер пластового давления глубинным манометром и построена зависимость P/z, по которой трудно судить с уверенностью о точности определенных запасов.

Судя по отбору газа в объеме 93 млн. $м^3$, запасы газа, определенные объемным методом, занижены, а в виду недостаточности промысловых данных по изменению пластового давления, нет возможности произвести оценку запасов газа по падению пластового давления.

После выполнения ремонтных работ, скважину № 221 перевели на вышележащий нефтегазонасыщенный IV пласт.

Залежь XII пласта в XI блоке. Начальные запасы газа составляют 46 млн. $м^3$. Залежь введена в эксплуатацию в октябре 2000 г. скважиной № 73, введенной из разведочного фонда. Скважина проработала всего 2 мес. и 13 дней со средним дебитом 293 тыс. $м^3$/сут., затем была остановлена из-за негерметичного состояния колонны.

Разработка залежи началась с давлением 27,6 МПа, которое ниже начального на 1,7 МПа (начальное пластовое давление составило 29,3 МПа).

Залежь XIX пласта в X блоке с запасами 279 млн. $м^3$, определенными объемным методом. Скважина проработала в течение 73 дней со средним дебитом 127 тыс. $м^3$/сут., затем в продукции появилась нефть, и в октябре этого же года скважину остановили.

Исходя из имеющегося пробуренного фонда скважин и запланированного для бурения, и принимая во внимание данные разработки (темпы отборов от начальных запасов газа, изменение добычи и пластового давления по уже разрабатываемым залежам), произведены газодинамические расчеты, в результате которых определены прогнозные показатели доразработки залежей, содержащих запасы газа и конденсата. В зависимости от гидродинамической характеристики месторождения, расчеты проводились как для газового режима разработки залежей, так и водонапорного.

Учитывая остаточные запасы, сложившуюся на месторождении систему разработки, наличие действующего фонда и запланированного для бурения и принимая во внимание данные разработки (темпы отборов от начальных запасов газа, изменение добычи и пластового давления по уже разрабатываемым залежам), предлагается рассмотреть три варианта, отличающиеся темпами отборов и системой разработки.

По первому варианту предусматривается разработка залежей существующим фондом скважин.

По второму варианту предусматривается разработка месторождения существующим фондом скважин плюс бурение новых скважин на залежи, содержащих запасы газа категории C_1.

Вариант 3 отличается от варианта 2 дополнительным вводом залежей в разработку с запасами газа категории C_2.

К внедрению рекомендуется вариант 2. Учитывая, что к этому времени закончена разработка 2 залежей, в проектный период предусматривается разработка 12 объектов эксплуатации с остаточными запасами 3074 млн. $м^3$ категории $С_1$.

За проектируемый период доразработки (2015 – 2035 гг.) будет отобрано 1518 млн. $м^3$ газа от остаточных запасов (рисунок 2.2).

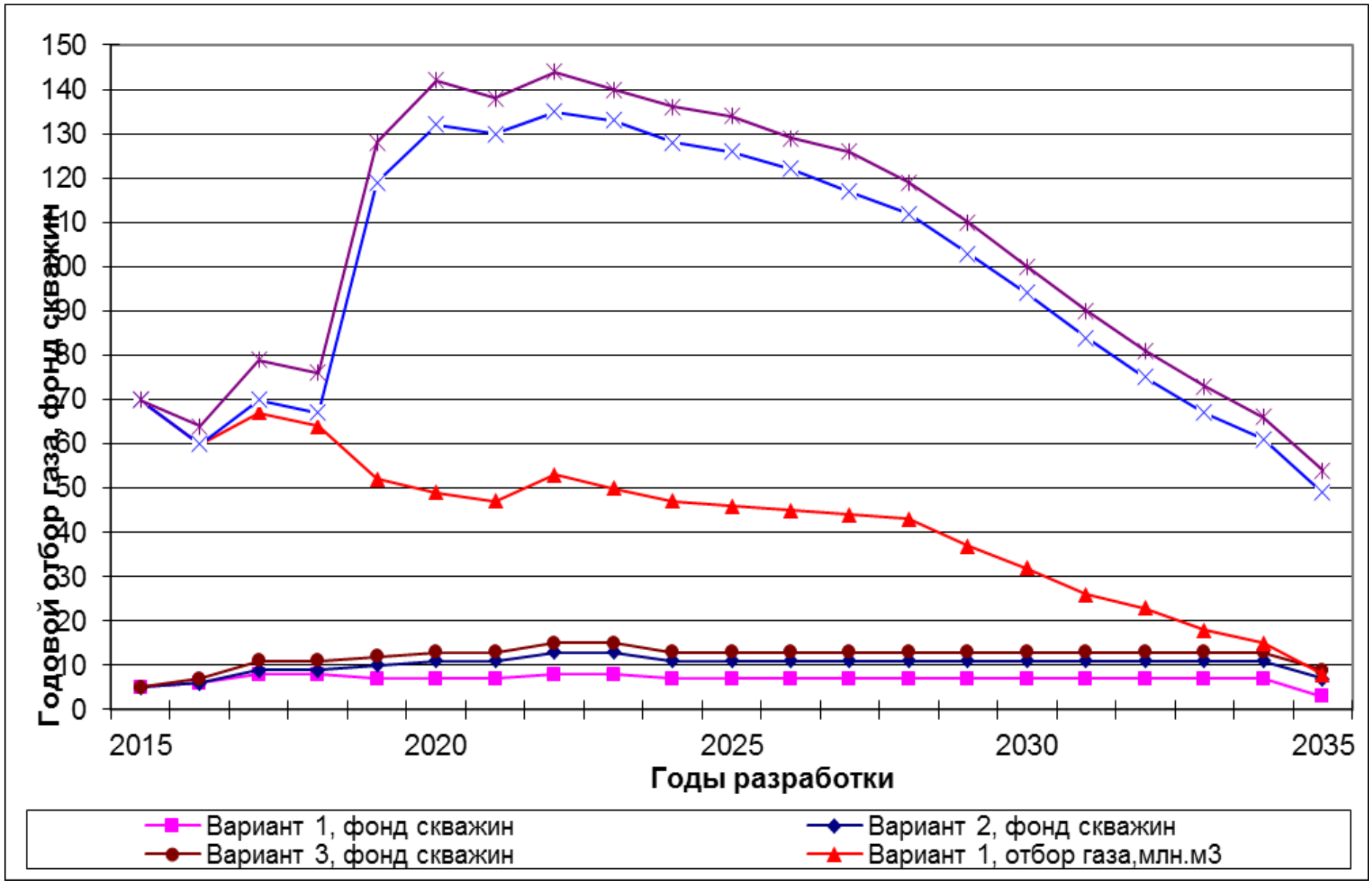


Рисунок 2.2 - Технологические показатели разработки месторождения Монги

2.2 Контроль за разработкой месторождения

В процессе доразработки месторождения необходимо особое внимание уделить контролю за процессом разработки и, в первую очередь, изучению и уточнению продуктивной характеристики залежей.

В разработку предлагается ввести дополнительно (согласно рекомендуемому варианту 2) 9 объектов разработки (II – IV / IV, III – V / $III^{б}$, III / VI, III + IV / $VI^{а}$ + $VI^{б}$, V / VI, VII + IX / V_2, XIII / V_2, VII + XIII / XI, XXV / III) с запасами 1730 млн. $м^3$ и только для пяти изучена продуктивная характеристика. Рекомендуется пробурить и обустроить семь (№№ 2п, 3п, 7п, 10п, 12п, 13п, 14п) скважин и семь скважин вывести из консервации (№№ 1, 63, 35, 36, 100, 278, 322). Во всех скважинах при вводе в эксплуатацию и после окончания ремонтных и профилактических работ (по существующему фонду) необходимо провести полный комплекс газодинамических исследований с целью уточнения фильтрационных характеристик объектов и физико-химических свойств насыщающих их флюидов. Контроль за продуктивностью должен предусматривать обязательное исследование каждой эксплуатационной скважины методом установившихся отборов в широком диапазоне депрессий. При этом на каждом режиме надо проводить замеры дебита газа, конденсата и жидкости с последующим определением их состава, устьевых и забойных давлений и температур.
Контроль за динамикой пластового давления в контурах газоносности предусматривает обязательное проведение глубинных замеров во всех скважинах эксплуатационного фонда в течение первого квартала. В дальнейшем по скважинам эксплуатационного фонда замеры давлений должны проводиться согласно рекомендациям, приведенным в таблице 2.2[3].

Таблица 2.2 - Мероприятия по контролю за разработкой

Наименование предприятий	Периодичность	Примечание
Комплекс исследований		По мере выхода новых скважин из бурения, а также капитального ремонта и перевода на новый объект эксплуатации
Замеры статического и пластового давления и температуры по добывающим газовым скважинам	1 раз в квартал	При всяких остановках эксплуатационных скважин (при временных сокращениях отбора газа)
Систематический замер воды	1 раз месяц	
Отборы пластовых вод на анализ	2 раза в год	Контроль за газовым составом пластовых вод
Отбор газа на анализ	1 раз в год	
Снятие кривой восстановления давления	1 раз в год	При всяких остановках эксплуатационных скважин (при временных сокращениях отбора газа)
Систематический контроль за дебитом газа, давлениями на головке скважин, затрубье и рабочей линии	1 раз в сутки	
Замер выносимых газом твердых частиц и жидкости при различных режимах	1 раз в год	При исследовании скважин на продуктивность
Исследование эксплуатационных скважин при стационарных режимах фильтрации	1 раз в год	Для уточнения продуктивных характеристик и допустимых технологических режимов эксплуатации скважин
Исследование эксплуатационных скважин на определение содержания конденсата	1 раз в год	

3 Технология сбора и подготовки скважинной продукции на месторождении Монги

3.1 Система сбора скважинной продукции

В соответствии с принятыми технологическими решениями, схема сбора предусматривает самостоятельный транспорт продукции каждой скважины по лучевой системе от устьев до УПГ.

По пропускной способности шлейфы рассчитаны по максимальному дебиту, с потерей давления по длине не более 5 % от давления на устье. Диаметр метанолопроводов выбран с расчетом обеспечения надежности при монтаже и эксплуатации[8].

Конструкция скважин типовая. Эксплуатация газовых скважин осуществляется по насосно-компрессорным трубам диаметром, заданным, исходя из рабочего дебита.

Для подвески фонтанных труб, герметизации и обвязки колонн, для регулирования и контроля за технологическим режимом эксплуатации скважины на устье устанавливается оборудования, которое состоит из трех частей:

- колонная головка,
- трубная головка,
- фонтанная елка.

Для обвязки обсадных колонн и герметизации межколонного пространства предназначены колонные головки (ОКК - 1). На колонную головку устанавливается трубная головка и фонтанная елка (АФКЗ 65 × 21). Арматура фонтанной елки рассчитано на давление до 21 МПа. Трубная головка предназначена для подвески НКТ и герметизации кольцевого пространства.

Фонтанная елка монтируется на верхний фланец трубной головки и предназначена для освоения скважины, контроля режима ее работы и закрытия скважины.

На месторождении применяются фонтанные арматуры тройникового типа. Пуск и остановка скважины осуществляется с помощью рабочих задвижек. Кроме того, устье скважины оборудуется специальным отводом – продувочной линией длиной не менее 100 м и ТП 100 × 160, предназначенной для задавки и отработки скважины на факельный амбар.

Температура на устье скважины измеряется с помощью ртутных термометров, давление – техническими манометрами[5].

3.2 Подготовка скважинной продукции

В соответствии с техусловиями ОСТ 51.40-83 «Газы горючие природные, подаваемые в магистральные газопроводы» газ для районов с умеренным климатом, к которому относится район месторождения, должен быть подготовлен по следующим параметрам:

- Точка росы газа по влаге - 0° С летом и минус 5°С зимой.
- Точка росы газа по углеродам - 0° С летом и 0° С зимой.
- Масса механических примесей в 1 $м^3$, не более - 0,003 г.
- Масса сероводорода в 1 $м^3$, не более - 0,02 г.
- Масса меркаптановой серы в 1 $м^3$, не более - 0,036 г.
- Объемная доля кислорода, не более - 1,0 %.

На рисунке 3.1 представлена технологическая схема подготовки скважинной продукции на УПГ Монги.

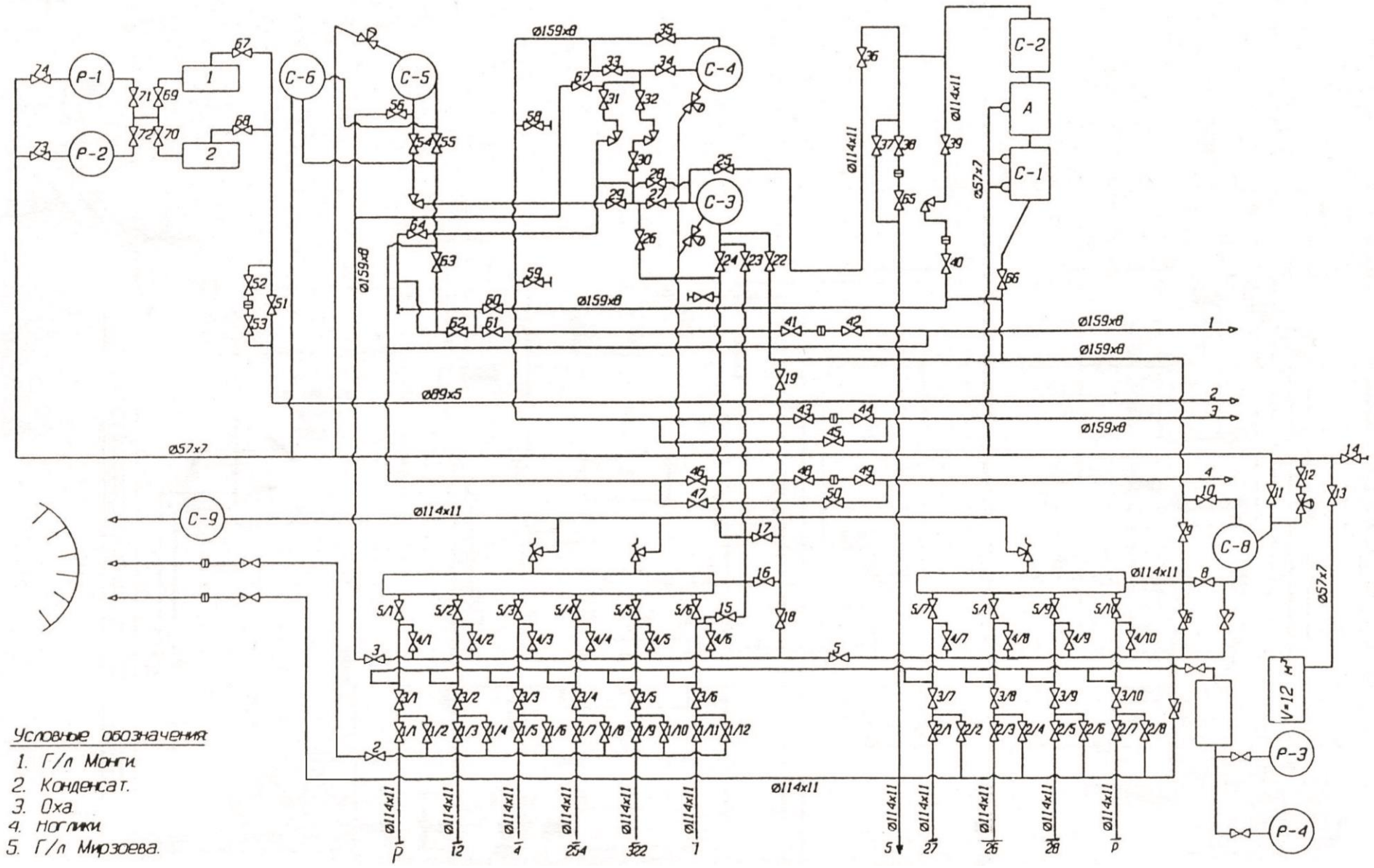


Рисунок 3.1 - Технологическая схема УКПГ

Краткое описание: продукция скважин по индивидуальным газопроводам – шлейфам с месторождений Монги и Усть-Томи поступает на УПГ, где попадает на площадку входных ниток. Площадка входных ниток состоит из блоков редуцирования заводского изготовления. Каждый блок редуцирования рассчитан на подключение двух скважин. Всего предусматривается 5 блоков на 10 скважин.

Функциональное назначение площадки входных ниток:

- редуцирование давления газа, поступающего со скважин до давления сепарации 5,5 МПа;

- сбор продукции скважин после редуцирования и направление ее на установку первичной сепарации;

- продувка шлейфа любой сложности;

- переключение любой скважины на замерный сепаратор.

При редуцировании газа на блоках входных ниток до давления первичной сепарации происходит адиабатическое расширение с поглощением тепла, в результате чего температура на каждой нитке снижается в среднем на 3° С при снижении давления на 1 МПа. В результате снижения температуры снижается точка росы по влаге и углеродам с последующей их конденсацией в трубопроводах после блоков редуцирования.

Газ с месторождения Монги идет по двум направлениям:

а) Газ поступает на сепаратор I ступени С - 3 (типа ГС – II – 1200 – 6,4). В сепараторе I ступени газ освобождается от жидкости, которая сбрасывается в надземные резервуары. Далее газ свободный от жидкости направляется на сепаратор II ступени С – 4 (типа ГС – II – 1200 – 6,4), нестабильный конденсат сбрасывается с сепаратора в надземные емкости. Затем газ проходит коммерческий узел учета и направляется в трубопровод «Даги – Оха».

б) Газ поступает на сепаратор I ступени С - 5 (типа ГС – II – 1200 – 6,4). В сепараторе I ступени газ так же освобождается от жидкости, которая сбрасывается в надземные резервуары. Затем газ свободный от жидкости направляется на сепаратор II ступени С – 6 (типа ГС – II – 1200 – 6,4), нестабильный кон-

денсат сбрасывается с сепаратора в надземные емкости. Далее газ проходит коммерческий узел учета и направляется в трубопровод «Даги – Ноглики - Катангли» или на газлифт Монги.

Газ с месторождения Усть – Томи направляется на сепаратор I ступени С – 8 (типа ЦРС – 2 – 160 – 179 – 24). В сепараторе I ступени газ так же освобождается от жидкости, которая сбрасывается в надземные резервуары. Далее газ направляется на II ступень в систему гликолевой осушки газа, которая состоит из сепаратора для предварительной осушки газа С - 1, сепаратора – абсорбера А и дополнительного сепаратора для осушки газа С - 2. А конденсат сбрасывается в надземные емкости. Затем газ проходит коммерческий узел учета и направляется на бескомпрессорный газлифт Мирзоева.

Конденсат хранится в двух резервуарах Р-1 и Р-2 объемом по 25 $м^3$. Конденсат из резервуара поступает на прием насосов Н–1 или Н–2 и откачивается в конденсатопровод, один из которых резервный. Для хранения метанола предусматривается две наземные емкости Е – 3 и Е – 4 объемом по 50 $м^3$ каждая. Метанол подается непосредственно до штуцера с помощью дозировочных насосов.

3.3 Рекомендации по усовершенствованию системы сбора и промысловой подготовки газа и конденсата

Результаты расчетов температурных режимов транспорта газа, представленные далее, подтвердили возможность использования метода подготовки газа низкотемпературной сепарацией. Нами были проведены сравнение экономических показателей двух вариантов:

Вариант – 1. Подготовка газа методом двухступенчатого НТС.

Вариант – 2. Подготовка газа методом НТС в комплексе с гликолевой осушкой газа.

Расчеты подтвердили более высокую эффективность 1-го варианта, требующего меньших инвестиций.

Для этого необходимо заменить существующую систему гликолевой осушки газа, работающую на бескомпрессорный газлифт Мирзоева, на аппараты, работающие по принципу низкотемпературной сепарации.

3.3.1 Описание усовершенствованной системы подготовки скважинной продукции

Система подготовки газа, работающая на трубопровод «Даги – Оха» и трубопровод «Даги – Ноглики» или на газлифт Монги, остается неизменной. А система подготовки газа на бескомпрессорный газлифт Мирзоева изменяется (рисунок 3.2).

В новой схеме предусматривается установка двух сепараторов и дополнительного дросселирующего устройства для дополнительного снижения давления и температуры.

Газ с месторождения Усть – Томи направляется на сепаратор I ступени С – 8 (типа ЦРС – 2 – 160 – 179 – 24). В сепараторе I ступени газ так же освобождается от жидкости, которая сбрасывается в надземные резервуары. Далее газ направляется на сепаратор II ступени С – 1 (типа ЦРС – 2 – 160 – 179 – 24). Затем газ проходит через дополнительное дросселирующее устройство и поступает на сепаратор С – 2 (типа ГС - II 800 – 6,4). В сепараторах II ступени газ так же освобождается от жидкости, которая сбрасывается в надземные емкости. Далее газ проходит коммерческий узел учета и направляется на бескомпрессорный газлифт Мирзоева.

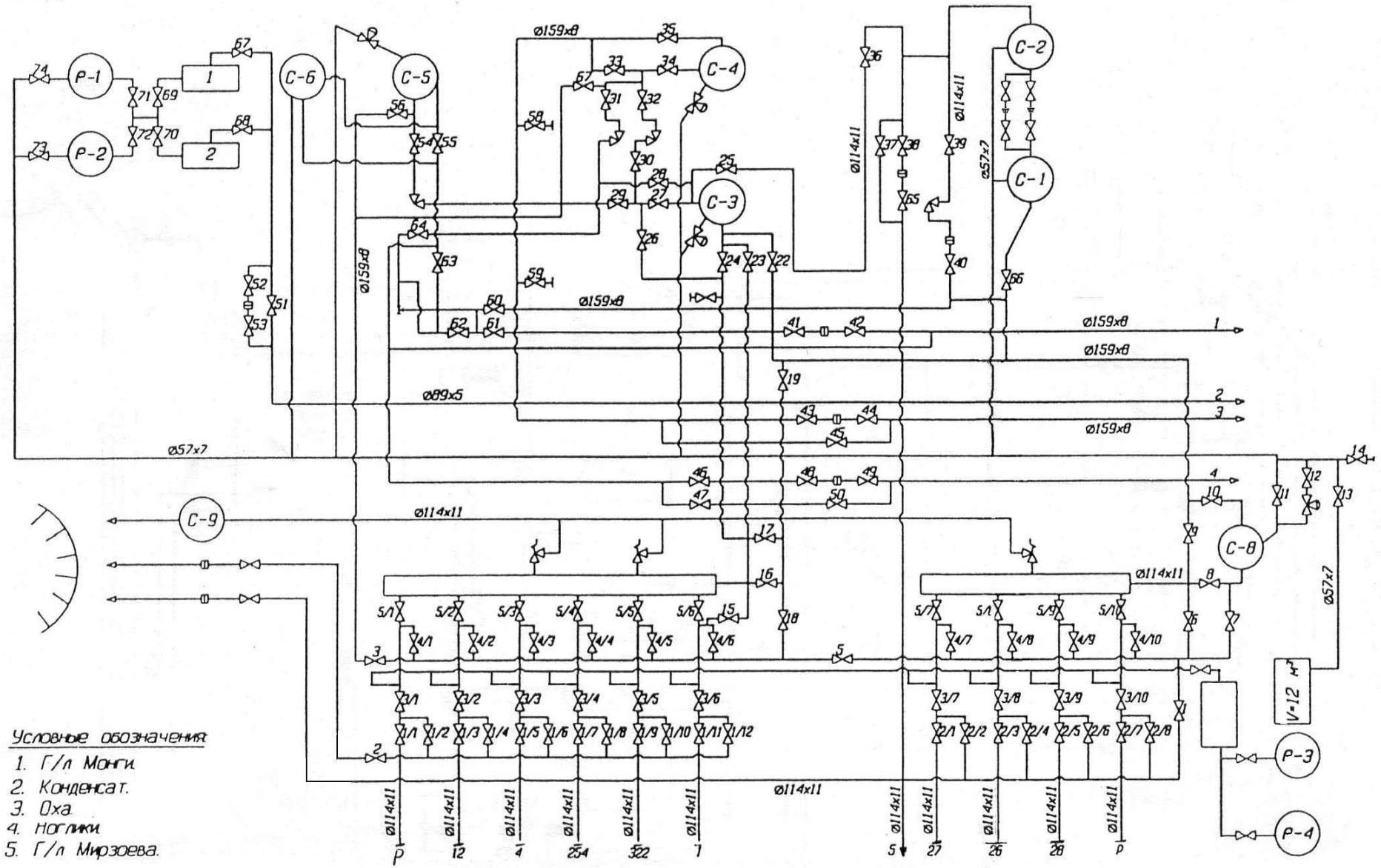


Рисунок 3.2 - Усовершенствованная схема УКПГ с применением НТС

4 Технологические расчеты процессов низкотемпературной сепарации газа

4.1 Расчет конечной температуры газа в конце процесса дросселирования

Физическая сущность метода НТС, основанного на применении дроссель-эффекта, заключается в снижении давления газа на специальном штуцере. В результате снижения давления происходит адиабатическое расширение газа с поглощением тепла и, как следствие, снижение температуры. Величина снижения температуры при падении давления на один МПа называется коэффициентом Джоуля-Томсона и для разных газов в среднем равна 2,5 - 4° С/МПа.

Значение коэффициента Джоуля-Томсона зависит от многих параметров: давления газа в начале дросселирования; компонентного состава газа; удельной теплоемкости газа и т.д. В результате снижения температуры газа из него конденсируются влага и углеводородный конденсат, которые на технологических установках сепарируются и отделяются от газа.

На многих газоконденсатных месторождениях, при высоких устьевых давлениях, возможно подготовку к транспорту газа вести за счет холода, получаемого при дросселировании газа.

Охлаждение газа, поступающего с месторождения Монги, согласно предложенной схеме осуществляется, за счет понижения давления газа (в блоках редуцирования I и II ступенях), следовательно, снижение его температуры обуславливает степень осушки и отбензинивания на сепарационных установках. Расчет температуры II ступени (конечной) сепарации газа показывает степень подготовки газа требуемой по ГОСТ 51.40-93.

Порядок расчета коэффициента Джоуля-Томсона:

1. Определяют псевдокритические параметры смеси. Результаты расчета даны в таблице 4.1.

Таблица 4.1 - Результаты расчета дроссель-эффекта

Компонент	% (Моляр-ные доли)	$T_{кpi}$, К	$P_{кpi}$, МПа	$T_{кр*}\,y_i$	$P_{кр*}\,y_i$	C_{p0}, кДж/(кмоль*К)	C_{p0*} Y_i
CH_4	93,4 (0,934)	190,5	4,67	180,32	4,42	35,6	33,69
C_2H_6	2,2 (0,02239)	306	4,94	6,87	0,11	52,0	1,16
C_3H_8	0,66 (0,00663)	369,6	4,42	2,45	0,0293	69,6	0,461
$i-C_4H_{10}$	0,12 (0,00126)	407	3,89	0,51	0,0049	87,2	0,1
$n-C_4H_{10}$	0,14 (0,00136)	425	3,64	0,578	0,0049	87,2	0,118
$n-C_5H_{12}$	0,15 (0,0015)	460,7	3,35	0,386	0,0029	104,8	0,083
C_6	1,2 (0,0121)	490,6	3,16	0,000	0,000	108,4	0,092
CO_2	2 (0,0196)	304,1	7,43	5,96	0,145	37,3	0,638
N_2	0,12 (0,00116)	126	3,41	0,146	0,00395	29,3	0,033
Σ	1,00			196,88	4,73		36,37

Согласно расчетам, $P_{кр} = 4{,}73$ МПа; $T_{кр} = 196{,}88$ К.

2. Определяют удельную молярную теплоемкость газа. Результаты расчета также сведены в таблицу 4

$C_{p\,0} = 36{,}37$ кДж /(кмоль*К).

3. Рассчитывают приведенные параметры газа:

$$T_{пр} = \frac{291}{196{,}88} = 1{,}46; \tag{4.1}$$

$$P_{пр} = \frac{16}{4{,}72} = 3{,}4 \tag{4.2}$$

4. По графику определяют изотермическую поправку к теплоемкости в зависимости от давлений ΔC_p (при $T_{пр} = 1{,}47$; $P_{пр} = 3{,}4$).

$\Delta C_p = 33$ кДж /(кмоль*К)

5. Вычисляют изобарную теплоемкость газа:

$$C_{рсм} = C_{р0} + \Delta C_р, \tag{4.3}$$

$$C_{рсм} = 36{,}37 + 33 = 69{,}37 \text{ кДж /(кмоль*К)}$$

. 6. По графику при известных приведенных параметрах газа определяют обобщенную функцию Джоуля-Томсона

$$\frac{P_{кр} \cdot D \cdot C_{рсм}}{T_{кр}} = 0{,}9. \tag{4.4}$$

7. Вычисляют коэффициент Джоуля –Томсона

$$D_i = \frac{4{,}19\dfrac{T_{кр}}{P_{кр}}\left[\dfrac{P_{кр}}{T_{кр}}\cdot D\ \cdot C_{рсм}\right]}{C_{рсм}}, \qquad (4.5)$$

$$D_i = \frac{4{,}19\dfrac{196{,}88}{4{,}7}\cdot 0{,}9}{69{,}37} = 2{,}7^\circ\ \text{С/МПа}.$$

Таким образом, из приведенного выше расчета следует, что в блоках редуцирования перед первой ступенью сепарации с понижением давления на 1 МПа происходит снижение температуры на 2,7° С.

Для определения дроссель-эффекта перед второй ступенью сепарации повторяем расчет для газа с компонентным составом после первой ступени сепарации.

По технологической схеме понижение давления газа производится на 2 ступенях: 1 ступень - для каждой скважины индивидуально (в блоках входных ниток); 2 ступень - до давления транспорта в магистральный газопровод.

Результаты показывают, что температура сепарации газа после 2 (конечной ступени редуцирования) в период 2009 - 2015 гг. отвечает требованиям ОСТ 51.40-93 по осушке газа от влаги и конденсата, как по летнему, так и зимнему периодам времени. Результаты приведены в таблице 4.2.

Таблица 4.2 - Температура газа на последней ступени сепарации

Год	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
Температура, °С	-14,2	-13,5	-12,8	-12,5	-10,4	-8,5	-6,4

4.2 Расчет нововведенного оборудования

4.2.1 Технологический расчет центробежного регулируемого газосепаратора

Технологический расчет центробежного регулируемого газосепаратора (рисунок 4.1) производится для определения размеров зон и основных элементов газосепаратора и его гидравлического сопротивления.

Технологический расчет центробежного регулируемого газосепаратора, работающего при следующих условиях:

а) Номинальная производительность в нормальных условиях, $м^3$/сут ... 500000

б) Колебания производительности, % ..... (-/+) 10

в) Рабочее давление, Мпа .....8 - 1 0

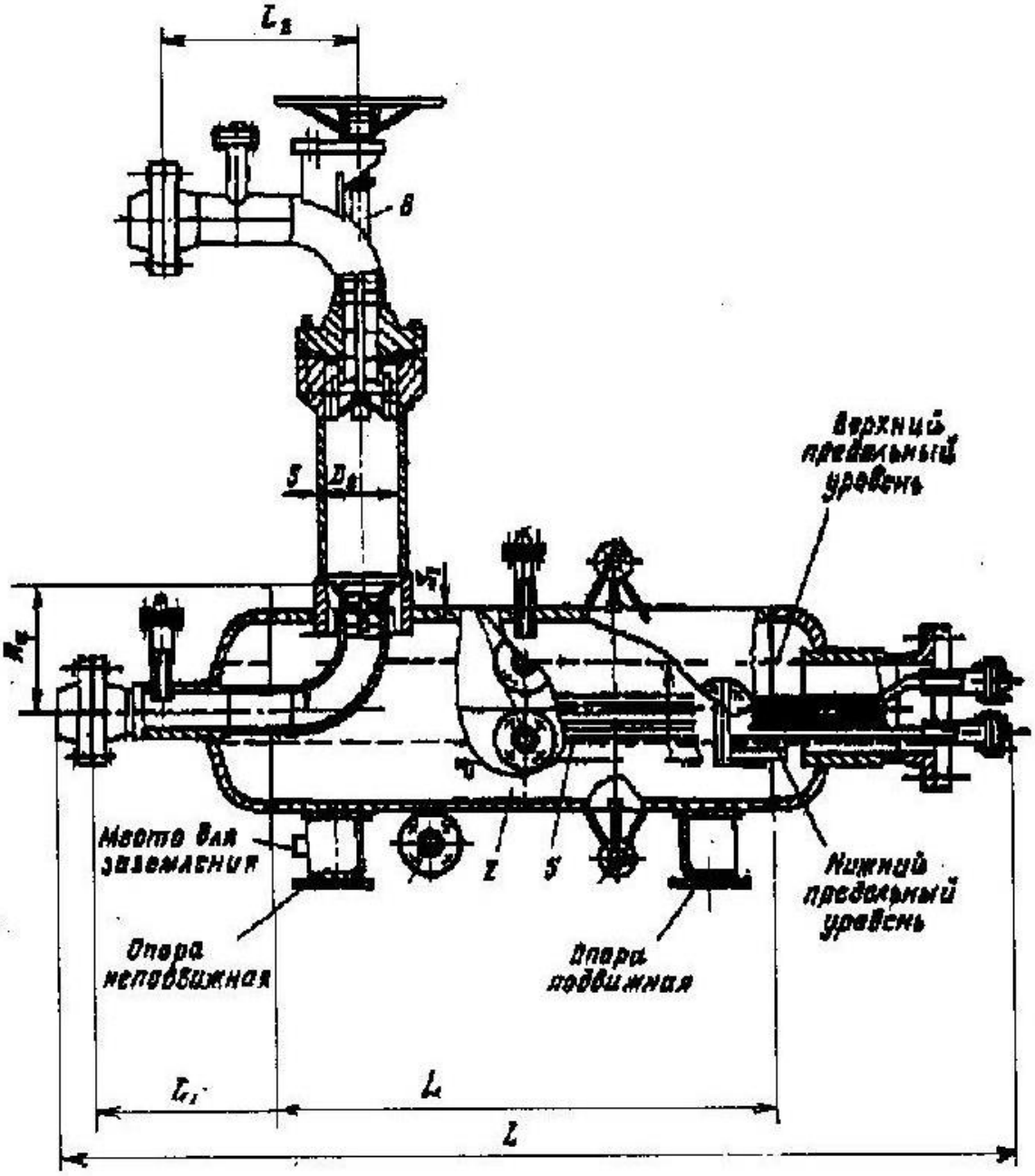


Рисунок 4.1 - Центробежный регулируемый газосепаратор

Данные для расчета сведены в таблицы 4.3 и 4.4

Таблица 4.3 - Данные для расчета

Наименование, обозначение, единица физической величины	Значение величины
Производительность в нормальных условиях, $м^3$/сут; номинальная, Q максимальная, Q_{max} минимальная, Q_{min}	 500 тыс. 550 тыс. 450 тыс.
Давление рабочее, Р, МПа	8 - 1 0
Температура, Т, К	258-293
Допускаемое гидравлическое сопротивление аппарата [Δ Р], МПа	0,5
CH4	93,4 (0,934)
C2	2,24 (0,0224)
C3	0,66 (0,0066)
iC4	0,13 (0,00126)
nC4	0,14 (0,00136)
iC5	0,08 (0,00082)
nC5	0 (0,0)
C6	1,2 (0,012)
N2	0,2 (0,00196)
CO2	0,2 (0,0196)
Состав жидкости:	
вода	-

Окончание таблицы 4.3

Наименование, обозначение, единица физической величины	Значение величины
конденсат	-
Содержание жидкости в газе, при нормальных условиях e0, см / м3	400

Таблица 4.4 - Данные для расчета

Граничные рабочие условия	P = 8 МПа		P = 10 МПа	
	T = 258	T = 293 К	T = 258 К	T = 293 К
Поверхностное натяжение на границе раздела фаз σ, Н / м: вода – природный газ	$52 \cdot 10^{-3}$ $5{,}8 \cdot 10^{-3}$	$52 \cdot 10^{-3}$ $7{,}2 \cdot 10^{-3}$	$48 \cdot 10^{-3}$ $3{,}3 \cdot 10^{-3}$	$48 \cdot 10^{-3}$ $5{,}6 \cdot 10^{-3}$
Плотность, $\rho_ж$, кг / м^3: вода конденсат	980 580	980 603	980 565	980 586

Таблица 4.5 - Определение расчетных параметров

Состав и параметры газа						Молекулярный вес газа $M = \Sigma y_i \cdot M_i$	
Компонент	% (Мольная доля)	Критическое давле-		Критическая температура			
		$P_{кpi}$	$Y_i \cdot P_{кpi}$	$T_{кpi}$	$Y_i \cdot T_{кpi}$	M_i	$Y_i \cdot M_i$
CH_4	93,2	4,88	4,5481	190,5	177,546	16,043	14,952
C_2	2,45	5,07	0,1293	305,4	7,788	30,07	0,7667
C_3	0,46	4,42	0,0327	369,8	2,737	44,092	0,3263
iC_4	0,13	3,80	0,0049	408,1	0,531	58,124	0,0756

Окончание таблицы 4.5

Компонент	% (Мольная доля)	$P_{кpi}$	$Y_i \cdot P_{кpi}$	$T_{кpi}$	$Y_i \cdot T_{кpi}$	M_i	$Y_i \cdot M_i$
nC_4	0,14	3,95	0,0055	425,2	0,595	58,124	0,0814
iC_5	0,09	3,51	0,0032	460,4	0,414	75,151	0,0676
nC_5	0	3,50	0,0000	469,7	0,000	75,151	0,0000
C_6	1,3	3,13	0,0000	507,4	0,000	90	0,0000
N_2	0,12	3,53	0,0042	125,9	0,151	28,013	0,0336
CO2	2,11	7,64	0,0232	304,0	9,211	44,011	1,3335
Σ	100,00	-	4,7511	-	198,972	-	17,6367

Таблица 4.6 - Определение коэффициента сжимаемости, плотности в граничных условиях.

Наименование, обозначение	Расчет			
	P = 8 МПа		P = 10 МПа	
	T = 258К	T = 293 К	T = 258 К	T = 293 К
Приведенное давление $\pi = \frac{P + P_0}{\Sigma y_i \cdot P_{кpi}}$	$\pi = \frac{8 + 0{,}1}{4{,}7511} = 1{,}7049$		$\pi = \frac{10 + 0{,}1}{4{,}7511} = 2{,}1258$	
Приведенная температура $\tau = \frac{T}{\Sigma y_i \cdot T_{кpi}}$	$\tau = \frac{258}{198{,}972} = 1{,}297$	$\tau = \frac{293}{198{,}972} = 1{,}473$	$\tau = \frac{258}{198{,}972} = 1{,}297$	$\tau = \frac{293}{198{,}972} = 1{,}473$

Окончание таблицы 4.6

Наименование, обозначение	Т = 258К	Т = 293 К	Т = 258 К	Т = 293 К
Коэффициент сжимаемости $Z = f(\pi, \tau)$ определяется графически	0,73	0,85	0,68	0,82
Плотность газа в нормальных условиях, кг/ м^3 $\rho_0 = \frac{\Sigma M_i \cdot y_i}{22,414}$;	$\rho_0 = \frac{17,636}{22,414} = 0,$			
Плотность газа в рабочих условиях, кг/ м3 $\rho_г = \rho_0 \frac{(P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}{P_0 \cdot T \cdot Z}$	$\rho_г = 0,79 \cdot \cdot \frac{(8 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 258 \cdot 0,73} = 92,75$	$\rho_г = 0,79 \cdot \cdot \frac{(8 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 293 \cdot 0,85} = 70,14$	$\rho_г = 0,79 \cdot \cdot \frac{(10 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 258 \cdot 0,68} = 124,16$	$\rho_г = 0,79 \cdot \cdot \frac{(10 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 293 \cdot 0,82} = 90,66$

Таблица 4.7 - Условия расчета

Наименовние, обозначение, расчетная формула, единица физической величины	Расчет			
	P = 8 МПа		P = 10 МПа	
	T = 258 К	T = 293 К	T = 258 К	T = 293 К
Соотношение $\frac{P}{T \cdot Z}$	$\frac{8}{258 \cdot 0{,}73} = 0{,}042$	$\frac{8}{293 \cdot 0{,}85} = 0{,}032$	$\frac{10}{258 \cdot 0{,}68} = 0{,}057$	$\frac{10}{293 \cdot 0{,}82} = 0{,}041$
Итак, соотношение $\frac{P}{T \cdot Z}$ имеет минимальное значение при условии P = 8 МПа, T = 293 К – это условие является расчетным.				
$\sigma \cdot \rho_ж$	$5{,}8 \cdot 10^{-3} \cdot 580 = 3{,}364$	$7{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot 603 = 4{,}342$	$3{,}3 \cdot 10^{-3} \cdot 565 = 1{,}865$	$5{,}6 \cdot 10^{-3} \cdot 586 = 2{,}637$
$\sigma \cdot \rho_ж$ Вода	$52 \cdot 10^{-3} \cdot 980 = 50{,}96$		$4{,}8 \cdot 10^{-3} \cdot 980 = 47{,}04$	
Так как произведение $\sigma \cdot \rho_{ж}$ имеет минимальное значение для конденсата – расчет производится по конденсату.				
Расчетная производительность при нормальных условиях, Q_{max}, $м^3$/сут.	550000			

Определение диаметра сепаратора

Критическая скорость газа в расчетных условиях, м/с

$$W_{кр} = C_t \cdot C_e \cdot K \cdot \sqrt[4]{\frac{g^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г^2}}, \quad (4.6)$$

где C_t = f (t) – коэффициент, читывающий влияние температуры на критическую скорость газа в сепараторе;

C_e = f (e_0) – коэффициент, учитывающий влияние начального содержания жидкости на критическую скорость газа;

K = f (P) – коэффициент устойчивости режимов течения газожидкостной смеси

$$W_{кр} = 1 \cdot 1 \cdot 6{,}6 \cdot \sqrt[4]{\frac{9{,}81^2 \cdot 7{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot (603 - 70{,}14)}{70{,}14^2}} = 3{,}45.$$

Удельный расход, $м^3$ /с

$$q = \frac{Q_{max} \cdot P_0 \cdot T \cdot Z}{86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}, \quad (4.7)$$

$$q = \frac{550000 \cdot 0{,}1 \cdot 293 \cdot 0{,}85}{86400 \cdot (8 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1} = 0{,}0717,$$

Расчетная площадь, $м^2$

$$F = \frac{q}{W_{кр}}, \quad (4.8)$$

$$F = \frac{0{,}0717}{3{,}45} = 0{,}021.$$

Диаметр сепаратора, м

$$D = 1{,}13 \cdot \sqrt{F}. \quad (4.9)$$

$$D = 1{,}13 \cdot \sqrt{0{,}021} = 0{,}164,$$

Полученное значение округляется до большего стандартного ближайшего значения, определяемого совместно ГОСТ 9617-76 и ОСТ 26-02-2059-79.

D =0,179 м.

Определяем площади сетчатой насадки

Объемный расход газа в сетчатой насадке в нормальных условиях, м^3/сут:

$$Q = 0{,}1 \cdot Q_{max}, \tag{4.10}$$

$$Q = 0{,}1 \cdot 550000 = 55000$$

Объемный расход газа в расчетных условиях, м^3/с

$$q = \frac{Q \cdot P_0 \cdot T \cdot Z}{86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}, \tag{4.11}$$

$$q = \frac{55000 \cdot 0{,}1 \cdot 293 \cdot 0{,}85}{86400 \cdot (8 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1} = 0{,}00717$$

Критическая скорость в сетчатой насадке, м/с

$$W_{кр} = К \cdot \sqrt[4]{\frac{g^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г^2}}, \tag{4.12}$$

где К – коэффициент устойчивости режимов течения газожидкостной смеси.

$$W_{кр} = 6{,}6 \cdot \sqrt[4]{\frac{9{,}81^2 \cdot 7{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot (603 - 70{,}14)}{70{,}14^2}} = 0{,}524$$

Расчетная площадь, м^2

$$F = \frac{q}{W_{кр}}, \tag{4.13}$$

$$F = \frac{0{,}00717}{0{,}524} = 0{,}137.$$

Расчёт технологических штуцеров входа и выхода газа, выхода жидкости

Оптимальная скорость газа на штуцере входа (выхода) газа, $W_{ш.\,г.}$, м/с.

Применяется

$W_{ш.\,г.} = 12{,}5.$

Расчетная площадь, м^2:

$$F = \frac{q}{W_{ш.г.}}, \qquad (4.14)$$

$$F = \frac{0{,}00717}{12{,}5} = 0{,}00057$$

Диаметр штуцера, м:

$$d_{Ш.Г.} = 1{,}13 \cdot \sqrt{F}, \qquad (4.15)$$

$$d_{Ш.Г.} = 1{,}13 \cdot \sqrt{0{,}00057} = 0{,}027.$$

Принимаем стандартный диаметр $d_{ш.г.} = 0{,}05$ м.

Скорость жидкости, $W_ж$, м/с,:

$W_ж = 15.$

Объемный расход жидкости, м^3/с:

$$q_ж = \frac{e_0 \cdot Q_г \cdot 10^{-6}}{86400}, \qquad (4.16)$$

$$q_ж = \frac{400 \cdot 550000 \cdot 10^{-6}}{86400} = 0{,}0025.$$

Расчетная площадь, $м^2$:

$$F = \frac{q_ж}{W_ж}, \quad (4.17)$$

$$F = \frac{0,0025}{1,5} = 0,00167.$$

Диаметр, м:

$$d_{ш.ж.} = 1,13 \cdot \sqrt{F}, \quad (4.18)$$

$$d_{ш.ж.} = 1,13 \cdot \sqrt{0,00167} = 0,046.$$

Принимаем стандартный диаметр $d_{ш.ж.}$ =0,05 м.

Расчет сборника жидкости.

Объем поступающей в сборник жидкости за время t = 3 мин., $м^3$:

$$V = 60 \cdot q_ж \cdot t_г \quad (4.19)$$

$$V = 60 \cdot 0,0025 \cdot 3 = 0,458$$

Расстояние между нижней кромкой корпуса сепаратора и верхним предельным уровнем, м:

$$h_1 \geq 0,27 \cdot D_в, \quad (4.20)$$

$$h_1 \geq 0,27 \cdot 0,179,$$

$$h_1 \geq 0,048,$$

Принимаем h_1 =0,1 м.

Внутренний диаметр сборника жидкости, м.

Принимаем

D = 0,6 м.

Длина цилиндрической части корпуса, м:

$$L = \frac{V}{K \cdot 0{,}785 \cdot D^2}, \tag{4.21}$$

$$L = \frac{0{,}458}{0{,}5 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}6^2} = 3{,}24,$$

Конструктивно принимаем 3,5 м.

Действительная площадь сетчатой насадки, м^2:

$$F_Д = 0{,}5 \cdot 0{,}785 \cdot D^2, \tag{4.22}$$

$$F_Д = 0{,}5 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}6^2 = 0{,}14,$$

Значение соответствия сетчатой насадке

$$F_Д \geq F_Р, \tag{4.23}$$

$$0{,}14 \geq 0{,}00167$$

Проверка условия соответствия действительного диапазона работы сепаратора заданному.

Действительная площадь, м^2:

$$F = 0{,}785 \cdot D_В^2, \tag{4.24}$$

$$F = 0{,}785 \cdot 0{,}179^2 = 0{,}025.$$

Действительная максимальная производительность при минимальном давлении расчетных условиях, м^3/сут:

$$Q_{max} = \frac{F \cdot W_{êð} \cdot 86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}{P_0 \cdot T \cdot Z}, \tag{4.25}$$

$$Q_{max} = \frac{0,025 \cdot 3,45 \cdot 86400 \cdot (8 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 293 \cdot 0,85} = 661658,61.$$

Действительная минимальная при максимальном давлении производительность при P_{max} = 10 МПа, $м^3$/сут:

$$Q_{min} = \frac{F \cdot W_{êð} \cdot 86400 \cdot (P_{max} + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}{P_0 \cdot T \cdot Z}, \quad (4.26)$$

где $W_{кр}$ – критическая скорость при P_{max} , м/с

$$W_{кр} = C_t \cdot C_e \cdot K \cdot \sqrt[4]{\frac{g^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г^2}}, \quad (4.27)$$

где К – коэффициент устойчивости режимов течения газожидкостной смеси К = f (Р), при P_{max} = 10 МПа, К = 6,2,

$$W_{kp} = 1 \cdot 1 \cdot 6,2 \cdot \sqrt[4]{\frac{9,81^2 \cdot 5,6 \cdot 10^{-3} \cdot (586 - 90,66)}{90,66^2}} = 2,7,$$

$$Q_{min} = \frac{0,025 \cdot 2,7 \cdot 86400 \cdot (10 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 293 \cdot 0,82} = 668742,1.$$

Действительная минимальная производительность при нормальных условиях, $м^3$/сут.

При Р = 8 Мпа:

$$Q_{min} = \frac{h_{min} \cdot Q_{max\,Pmin}}{\varepsilon}, \quad (4.28)$$

где h_{min} – минимальный зазор между конусами, м.

Конструктивно принимаем 0,005м;

ε – коэффициент пропорциональности.

$$Q_{min} = \frac{0,005 \cdot 661658,61}{0,0332} = 104796,86,$$

При P = 10 Мпа:

$$Q_{min} = \frac{h_{min} \cdot Q_{maxPmax}}{\varepsilon}, \quad (4.29)$$

$$Q_{min} = \frac{0,005 \cdot 686031,3}{0,0332} = 108657,13.$$

Условия соответствия действительного диапазона работы заданному:

$$Q_{maxPmin} > Q_{max}, \quad (4.30)$$

661658 > 550000

$$Q_{minPmax} < Q_{min}, \quad (4.31)$$

108657 < 450000.

Расчет технологических зон и размеров сепаратора

Диаметр кольцевой перегородки, м:

$$d_1 = (0,82 - 0,84) \cdot D_B, \quad (4.32)$$

$$d_1 = (0,82 - 0,84) \cdot 0,179 = 0,147 - 0,15,$$

принимаем 0,149 м.

Внутренний диаметр угловой насадки, м:

$$d_2 = 0{,}45 \cdot D_в, \quad (4.33)$$

$$d_2 = 045 \cdot 0{,}179 = 0{,}08,$$

Средний диаметр угловой насадки, м:

$$d_3 = 0{,}53 \cdot D_в, \quad (4.34)$$

$$d_3 = 0{,}53 \cdot 0{,}179 = 0{,}095.$$

Наружный диаметр угловой насадки, м:

$$d_4 = (0{,}6 - 0{,}65) \cdot D_в, \quad (4.35)$$

$$d_4 = (0{,}6 - 0{,}65) \cdot 0{,}179 = 0{,}1074 - 0{,}1164,$$

принимаем 0,11 м.

Диаметр трубы газа отсоса, м:

$$d_5 = (0{,}23 - 0{,}32) \cdot D_в, \quad (4.36)$$

$$d_5 = (0{,}23 - 0{,}32) \cdot 0{,}179 = 0{,}041 - 0{,}057,$$

принимаем трубу 0,05 м.

Расстояние от нижней кромки корпуса сепаратора до нижней кромки угловой насадки, м:

$$h_2 = (0{,}45 - 0{,}5) \cdot D_в, \quad (4.37)$$

$$h_2 = (0{,}45 - 0{,}5) \cdot 0{,}179 = 0{,}0806 - 0{,}089,$$

принимаем 0,082 м.

Высота угловой насадки, м:

$$h_3 = (1-1{,}05)\cdot D_B, \tag{4.38}$$

$$h_3 = (1-1{,}05)\cdot 0{,}179 = 0{,}179 - 0{,}188,$$

принимаем 0,18 м.

Высота цилиндрической вставки, м:

$$h_4 = 0{,}9\cdot D_B, \tag{4.39}$$

$$h_4 = 0{,}9\cdot 0{,}179 = 0{,}161,$$

Расстояние между завихрителем в раскрытом положении и вставкой, м:

$$h_5 = 0{,}1\cdot D_B, \tag{4.40}$$

$$h_5 = 0{,}1\cdot 0{,}179 = 0{,}0179.$$

Длина сепарационной зоны, м:

$$h_6 = 2{,}2\cdot D_B, \tag{4.41}$$

$$h_6 = 2{,}2\cdot 0{,}179 = 0{,}394.$$

Расстояние от нижней кромки угловой насадки до кольцевой перегородки, м:

$$h_7 = 0{,}2\cdot D_B, \tag{4.42}$$

$$h_7 = 0{,}2\cdot 0{,}179 = 0{,}0358,$$

Расстояние от обреза трубы отсоса до верхней образующей сборника жидкости, м:

$$h_8 = 0{,}7\cdot d_5, \tag{4.43}$$

где d_5 – диаметр трубы отсоса, м:

$$d_5 = (0{,}23 - 0{,}32) \cdot D_B, \tag{4.44}$$

$$d_5 = 0{,}3 \cdot 0{,}179 = 0{,}054,$$

$$h_8 = 0{,}7 \cdot 0{,}054 = 0{,}038.$$

Расстояние от верхнего предельного уровня до верхней образующей сборника h_9, м определяется с учетом соблюдения расстояния h_1 и размещения в сборнике вертикальной сетчатой насадки, $h_9 = 0{,}15$.

Расстояние до сетчатой насадки, м:

$$l_1 \geq 2 \cdot D_B, \tag{4.45}$$

$$2 \cdot 0{,}179 = 0{,}358,$$

принимаем 0,36 м.

Расстояние от сетчатой насадки до оси трубы, м

$$l_2 \geq D_B, \tag{4.46}$$

$$l_2 \geq 0{,}179,$$

принимаем 0,4 м.

Гидравлический расчет.

Задача гидравлического расчета – определение гидравлического сопротивления сепаратора и высоты гидрозатвора сливных труб.

Гидравлические потери должны удовлетворять условию

$$\Delta P < [P]. \tag{4.47}$$

Гидравлическое сопротивление сепаратора, Мпа

$$\Delta P = \xi_{ВХ} \cdot \frac{W_{ЗВ}^2 \cdot \rho_Г}{2 \cdot g \cdot 10^3} + \xi_{ВЫХ} \cdot \frac{W_{КР}^2 \cdot \rho_Г}{2 \cdot g \cdot 10^3}, \quad (4.48)$$

где $W_{ЗВ} = 4 \cdot W_{КР}$ – скорость газа в завихрителе, м/с; $\xi_{ВХ} = 1,2$ – коэффициент гидравлического сопротивления входа газа; $\xi_{ВЫХ} = 1$ - коэффициент гидравлического сопротивления выхода газа.

$$\Delta P = 1,2 \cdot \frac{116,64 \cdot 0,79}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^3} + 1 \cdot \frac{7,29 \cdot 0,79}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^3} = 0,0053$$

$0,0053 < 0,5$

Условие выполняется

По результатам расчета был произведен выбор сепаратора ЦРС-2-160-179-24, рисунок 4.1.

4.3 Технологический расчет сетчатого сепаратора

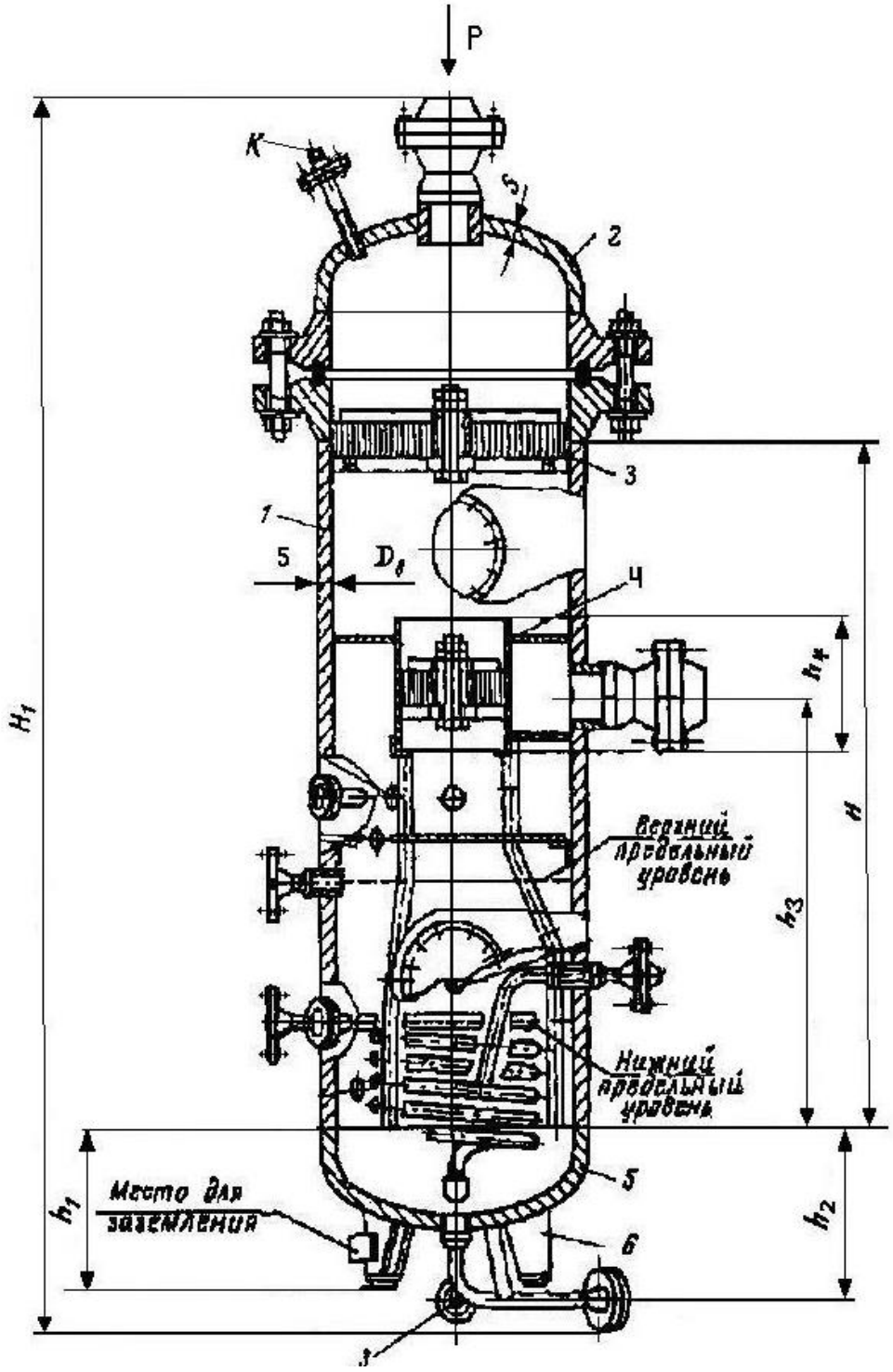
Технологический расчет сетчатого газосепаратора (рисунок 4.2) производится для определения размеров зон и основных элементов газосепаратора и его гидравлического сопротивления.

Технологический расчет сетчатого газосепаратора работающего при следующих условиях:

а) Номинальная производительность при н.у., $м^3$/сут..... 500000

б) Колебания производительности, % .....+/- 10

в) Рабочее давление, Мпа ..... 6 – 8



1 - корпус; 2 - днище; 3 - насадка; 4 - коагулятор; 5 - подогреватель; 6 - опора; 7 – защитный лист

Рисунок 4.2 - Газосепаратор сетчатый

Данные для расчета приведены в таблице 4.8.

Таблица 4.8 - Данные для расчета

Наименование, обозначение, единица физической величины	Значение величины
Производительность в нормальных условиях, $м^3$/сут:	
номинальная, Q	500 тыс.
максимальная, Q_{max}	550 тыс.
минимальная, Q_{min}	450 тыс.
Давление рабочее, Р, МПа	6 – 8
Температура, Т, К	258-293
Допускаемое гидравлическое сопротивление аппарата [Δ Р], МПа	0,5
Состав газа (мольные доли):	
CH_4	0,946
C_2	0,0224
C_3	0,00658
iC_4	0,00126
nC_4	0,00136
iC_5	0,00010
nC_5	0,0
C_6	0,00144
N_2	0,00116
CO_2	0,0197
Содержание жидкости в газе, при нормальных условиях e_0, $см^3/м^3$	200

Таблица 4.9 - Определение расчетных параметров

Состав и параметры газа						Молекулярный вес газа $M = \Sigma y_i \cdot M_i$	
Компонент	% (Мольная доля, $Y_{i)}$	Критическое давление		Критическая температура			
		$P_{кpi}$, МПа	$Y_i \cdot P_{кpi}$	$T_{кpi}$, К	$Y_i \cdot T_{кpi}$	M_i	$Y_i \cdot M_i$
CH_4	94,6 (0,946)	4,88	4,33	190,5	180	16,043	15,1762
C_2	2,54 (0,0254)	5,07	0,1093	305,4	6,83	30,07	0,673
C_3	0,5 (0,00502)	4,42	0,0276	369,8	2,43	44,092	0,29
iC_4	0,14 (0,00136)	3,80	0,0046	408,1	0,578	58,124	0,079
nC_4	0,13 (0,00126)	3,95	0,00434	425,2	0,535	58,124	0,073
iC_5	0,01 (0,00010)	3,51	0,00346	460,4	0,049	75,151	0,00789
nC_5	0 (0,0000)	3,50	0,0000	469,7	0,000	75,151	0,0000
C_6	0 (0,0000)	3,13	0,0000	507,4	0,000	90	0,0000
N_2	0,12 (0,00116)	3,53	0,00388	125,9	0,146	28,013	0,0324
CO_2	1,97 (0,0197)	7,64	0,1438	304,0	5,99	44,011	0,867
Σ	1,0000	-	4,65	-	197,45	-	17,267

Таблица 4.10 - Определение коэффициента сжимаемости, плотности в граничных условиях

Приведенное давление $\pi = \frac{P + P_0}{\Sigma y_i \cdot P_{кpi}}$	$\pi = \frac{6 + 0{,}1}{4{,}65} = 1{,}31$		$\pi = \frac{8 + 0{,}1}{4{,}65} = 1{,}74$	
Приведенная температура $\tau = \frac{T}{\Sigma y_i \cdot T_{кpi}}$	$\tau = \frac{258}{197{,}45} = 1{,}3$	$\tau = \frac{293}{197{,}45} = 1{,}48$	$\tau = \frac{258}{197{,}45} = 1{,}3$	$\tau = \frac{293}{197{,}45} = 1{,}48$
Коэффициент сжимаемости $z = f(\pi, \tau)$ определяется графически	0,79	0,875	0,72	0,84
Плотность газа в нормальных условиях, кг/м^3 $\rho_0 = \frac{\Sigma M_i \cdot y_i}{22.414}$,	$\rho_0 = \frac{17{,}269}{22{,}414} = 0{,}77$			
Плотность газа в рабочих условиях, кг/м^3 $\rho_г = \rho_0 \frac{(P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}{P_0 \cdot T \cdot Z}$	$\rho_г = 0{,}77 \cdot \frac{(6 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1}{0{,}1 \cdot 258 \cdot 0{,}79} = 62{,}9$	$\rho_г = 0{,}77 \cdot \frac{(6 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1}{0{,}1 \cdot 293 \cdot 0{,}875} = 50{,}01$	$\rho_г = 0{,}77 \cdot \frac{(8 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1}{0{,}1 \cdot 258 \cdot 0{,}72} = 91{,}66$	$\rho_г = 0{,}77 \cdot \frac{(8 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1}{0{,}1 \cdot 293 \cdot 0{,}84} = 69{,}18$

Таблица 4.11 - Условия расчета

Наименование, обозначение, расчетная формула, единица физической величины	Расчет			
	P = 6 МПа		P = 8 МПа	
	T = 258 К	T = 293 К	T = 258 К	T = 293 К
Соотношение $\frac{P}{T \cdot Z}$	$\frac{6}{258 \cdot 0{,}79} = 0{,}029$	$\frac{6}{293 \cdot 0{,}875} = 0{,}023$	$\frac{8}{258 \cdot 0{,}72} = 0{,}043$	$\frac{8}{293 \cdot 0{,}84} = 0{,}032$
Итак, соотношение $\frac{P}{TZ}$ имеет минимальное значение при условии P = 6 МПа, T = 293 К – это условие является расчетным.				
Произведение $\sigma \cdot \rho_ж$ конденсат	$8{,}3 \cdot 10^{-3} \cdot 595 = 4{,}9$	$9{,}9 \cdot 10^{-3} \cdot 620 = 6{,}1$	$5{,}8 \cdot 10^{-3} \cdot 580 = 3{,}4$	$7{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot 603 = 4{,}3$
Вода	$52 \cdot 10^{-3} \cdot 980 = 50{,}96$		$4{,}8 \cdot 10^{-3} \cdot 980 = 47{,}04$	
Так как произведение $\sigma \cdot \rho_ж$ имеет минимальное значение для конденсата – расчет производится по конденсату.				
Расчетная производительность при нормальных условиях, Q_{max}, $м^3$/сут	550000			

Определение диаметра сепаратора

Критическая скорость газа в расчетных условиях, м/с:

$$w_{кр} = C_t \cdot C_e \cdot K \cdot \sqrt{\frac{g^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г^2}}, \quad (4.49)$$

где $C_t = f(t)$ - коэффициент, учитывающий влияние температуры на критическую скорость газа в сепараторе; $C_e = f(e_0)$ - коэффициент, учитывающий влияние начального содержания жидкости на критическую скорость газа; $K = f(P)$ - коэффициент устойчивости режимов течения газожидкостной смеси.

$$w_{кр} = 1 \cdot 0{,}63 \cdot 0{,}99 \cdot \sqrt[4]{\frac{9{,}81^2 \cdot 9{,}9 \cdot 10^{-3} \cdot (620 - 50{,}01)}{50{,}01^2}} = 0{,}42.$$

Удельный расход, м^3/с:

$$q = \frac{Q_{max} \cdot P_0 \cdot T \cdot Z}{86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}, \qquad (4.50)$$

$$q = \frac{550000 \cdot 0{,}1 \cdot 293 \cdot 0{,}875}{86400(6 + 0{,}1) \cdot 273 \cdot 1} = 0{,}15.$$

Расчетная площадь, м^2:

$$F = \frac{q}{w_{кр}}, \qquad (4.51)$$

$$F = \frac{0{,}15}{0{,}42} = 0{,}357.$$

Диаметр сепаратора, м:

$$D = 1{,}13 \cdot \sqrt{F}, \qquad (4.52)$$

$$D = 1{,}13 \cdot \sqrt{0{,}357} = 0{,}67.$$

округляем до ближайшего большего стандартного значения

D=0,8 м.

Расчет штуцеров входа и выхода газа, выхода жидкости.

Скорость газа в штуцерах входа, $W_{ш.г.}$, м/с.

Принимаем скорость газа равным 14 м/с.

Расчетная площадь, $м^2$:

$$F = \frac{q}{W}, \tag{4.53}$$

$$F = \frac{0,15}{14} = 0,0107.$$

Диаметр, м:

$$d = 1,13 \cdot \sqrt{F}, \tag{4.54}$$

$$d = 1,13 \cdot \sqrt{0,0107} = 0,11,$$

принимаем $d_{ш.г.}$= 120 мм.

Скорость жидкости, $W_ж$, м/с.

принимаем $W_{ш.г.}$ = 1,5 м/с.

Объемный расход жидкости $q_ж$, $м^3/с$:

$$q_{æ} = \frac{e_0 \cdot Q_{ã} \cdot 10^{-6}}{86400}, \tag{4.55}$$

$$q_ж = \frac{200 \cdot 550000 \cdot 10^{-6}}{86400} = 0,0019.$$

Расчетная площадь, $м^2$:

$$F = \frac{q_Ж}{W_{ЖЭ}} \tag{4.56}$$

$$F = \frac{0,0019}{1,5} = 0,00127.$$

Диаметр штуцера выхода жидкости, м:

$$d_{ш.ж.} = 1{,}13 \cdot \sqrt{F}\,, \qquad (4.57)$$

$$d_{ш.ж.} = 1{,}13 \cdot \sqrt{0{,}0013} = 0{,}04,$$

принимаем стандартный диаметр $d_{ш.ж.} = 0{,}05$ м.

Расчет сборника жидкости.

Объем поступающей в сборник жидкости за время t = 3 мин., $м^3$:

$$V = 60 \cdot q_{ж} \cdot t\,, \qquad (4.58)$$

$$V = 60 \cdot 0{,}0019 \cdot 3 = 0{,}38.$$

Диаметр сборника, м.:

D = 0,8 м.

Площадь смоченного периметра, $м^2$:

$$F = 0{,}785 \cdot D^2, \qquad (4.59)$$

$$F = 0{,}785 \cdot 0{,}8^2 = 0{,}5.$$

Высота сборника, м:

$$H = \frac{V}{F}, \qquad (4.60)$$

$$H = \frac{0{,}38}{0{,}5} = 0{,}76,$$

принимаем стандартное значение 1,0 м.

Проверка условия соответствия действительного диапазона работы сетчатой насадки заданному.

Действительная площадь насадки, м^2:

$$F = \frac{0,15}{0,42} = 0,357. \quad (4.61)$$

Расчетная площадь при нахождении диаметра сепаратора:

Действительная максимальная производительность при расчетных условиях, м^3/сут.:

$$Q_{maxpmin} = \frac{F \cdot w_{кр} \cdot 86400 \cdot (P + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}{P_0 \cdot T \cdot Z}, \quad (4.62)$$

$$Q_{maxpmin} = \frac{0,42 \cdot 0,357 \cdot 86400 \cdot (6 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1,0}{0,1 \cdot 293 \cdot 0,875} = 841488,25$$

Минимально допускаемая скорость при Р = 8 МПа, Т= 293 К, м/с:

$$w_{min} = C_t \cdot C_e \cdot K \cdot \sqrt[4]{\frac{g^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_ж - \rho_г)}{\rho_г^{\,2}}}, \quad (4.63)$$

где коэффициент $K_{min} = 0,5 \cdot K$.

$$w_{min} = 1,0 \cdot 0,99 \cdot 0,63 \cdot \sqrt[4]{\frac{9,81^2 \cdot 7,2 \cdot 10^{-3} \cdot (603 - 69,18)}{69,18^2}} = 0,13.$$

Действительная минимальная производительность при Р = 8 МПа, Т = 293 К:

$$Q_{minpmax} = \frac{W_{min} \cdot F \cdot 86400 \cdot (P_{max} + P_0) \cdot T_0 \cdot Z_0}{P_0 \cdot T \cdot Z}, \quad (4.64)$$

$$Q_{minpmax} = \frac{0,13 \cdot 0,357 \cdot 86400 \cdot (8 + 0,1) \cdot 273 \cdot 1}{0,1 \cdot 293 \cdot 0,84} = 360268,32$$

Условия соответствия действительного диапазона работы сепаратора заданному:

$$Q_{max\,Pmin} > Q_{max} \quad , \tag{4.65}$$

$$841488{,}25 > 550000,$$

$$Q_{min\,Pmax} < Q_{min} \tag{4.66}$$

$$360268{,}32 < 450000$$

Условия выполняются.

Расчет технологических зон.

Диаметр коагулятора, м:

$$d_k = 0{,}7 \cdot D_B, \tag{4.67}$$

$$d_k = 0{,}7 \cdot 0{,}8 = 0{,}56.$$

Расстояние от штуцера выхода до насадки, м:

$$H_1 = 0{,}38 \cdot (D_B - d_ш), , \tag{4.68}$$

$$H_1 = 0{,}38 \cdot (0{,}8 - 0{,}12) = 0{,}25. .$$

Расстояние от насадки до верхней кромки обечайки коагулятора, м:

$$H_2 \geq 2{,}84 \cdot (D_B - d_K), , \tag{4.69}$$

$$H_2 \geq 2{,}84 \cdot (0{,}8 - 0{,}6) = 0{,}56, .$$

принимаем $H_2 = 0{,}6$ м.

Высота обечайки коагулятора, м:

$$H_3 \geq 0{,}5 \cdot D_B, \tag{4.70}$$

$$H_3 \geq 0{,}5 \cdot 0{,}8 = 0{,}4,$$

принимаем $H_3 = 0{,}45$ м.

Расстояние от нижней кромки обечайки коагулятора до защитного листа сборника жидкости, м:

$$H_4 \geq 0{,}25 \cdot D_B, \qquad (4.71)$$

$$H_3 \geq 0{,}5 \cdot 0{,}8 = 0{,}2,$$

принимаем $H_4 = 0{,}3$ м.

Гидравлический расчет.

Гидравлическое сопротивление сепаратора, Мпа:

$$\Delta P = \alpha \sum_{i=1}^{n} \Delta P_i \leq [\Delta P], \qquad (4.72)$$

где α – коэффициент неучтенных потерь, α=1,1.

Гидравлическое сопротивление на входе газа в аппарат, Мпа:

$$\Delta P = \xi_{BX} \cdot \frac{\rho_Г \cdot W_{BX}^2}{2 \cdot g \cdot 10^5}, \qquad (4.73)$$

где ξ_{BX} – коэффициент сопротивления входа газа, $\xi_{BX} = 1{,}0$.

$$\Delta P = \xi_{BX} \cdot \frac{50{,}01 \cdot 13{,}2^2}{2 \cdot 9{,}81 \cdot 10^5} = 0{,}0044413,$$

Действительная площадь штуцера входа (выхода) газа, м^2:

$$F = 0{,}785 \cdot d_{ш.г.}^2, \tag{4.74}$$

$$F = 0{,}785 \cdot 0{,}12^2 = 0{,}0113.$$

Скорость газа в штуцере входа (выхода) газа, м/с:

$$W_{ВЫХ} = \frac{q}{F_Д}, \tag{4.75}$$

$$W_{ВЫХ} = \frac{0{,}15}{0{,}0113} = 13{,}1.$$

Гидравлическое сопротивление выхода газа, МПа:

$$\Delta P = \xi_{вых} \cdot \frac{\rho_Г \cdot W_{вых}^2}{2 \cdot g \cdot 10^5}, \tag{4.76}$$

где $\xi_{ВЫХ}$ – коэффициент гидравлического сопротивления выхода газа, $\xi_{ВЫХ}$ =0,5.

$$\Delta P = 0{,}5 \cdot \frac{50{,}01 \cdot 13{,}2^2}{2 \cdot 9{,}81 \cdot 10^5} = 0{,}0022.$$

Гидравлическое сопротивление коагулятора, МПа:

$$\Delta P_К = \xi_К \cdot \frac{\rho_Г \cdot W_К^2}{2 \cdot g \cdot 10^{-4}}, \tag{4.77}$$

где $\xi_К$ – коэффициент сопротивления коагулятора, $\xi_К$ =110.

Скорость газа в коагуляторе, м/с:

$$W_К = \frac{q}{F_К}, \tag{4.78}$$

$$W_K = \frac{0,15}{0,28} = 0,53.$$

$$\Delta P = 110 \cdot \frac{50,01 \cdot 0,53^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 10^5} = 0,00078.$$

Действительная площадь коагулятора, м^2:

$$F = 0,785 \cdot D_k^2, \qquad (4.79)$$

$$F = 0,785 \cdot 0,6^2 = 0,28.$$

Гидравлическое сопротивление сетчатой насадки, МПа:

$$\Delta P_C = \xi_C \cdot \frac{\rho_\Gamma \cdot W_C^2}{2 \cdot g \cdot 10^5}, \qquad (4.80)$$

где ξ_C – коэффициент сопротивления сетчатой насадки, ξ_C = 50.

$$\Delta P_C = 50 \cdot \frac{50,01 \cdot 0,3^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 10^5} = 0,0001147.$$

Действительная скорость газа в сетчатой сепарационной насадке, м/с:

$$W_C = \frac{Q}{F}, \qquad (4.81)$$

$$W_C = \frac{0,15}{0,5} = 0,3.$$

ΔP = 1,1· (0,0044413+0,0022+ 0, 00078+0, 0001147) = 0,0082 < 0,05.

Условие выполняется

По результатам расчета был произведен выбор сепаратора ГС - II - 800 - 6.4, который соответствует заданным условиям работы, рисунок 4.2.

Таким образом, в процессе расчета нововведенного оборудования были подобраны следующие сепараторы, которые удовлетворяют заданным условиям работы. В качестве сепаратора I ступени выбран центробежный регулируемый газосепаратор ЦРС – 2 – 160 – 179 - 24. В качестве сепаратора II ступени выбран сетчатый газосепаратор ГС – II – 800 - 6.4.

4.4 Расчет процесса низкотемпературной сепарации газа на месторождении Монги

В процессе проектирования промысловой переработки углеводородного сырья проектные решения выбирают по результатам расчетов многочисленных вариантов многоступенчатой сепарации газоконденсатных смесей и стабилизации конденсата. Существует несколько методов расчетов процесса сепарации, но наиболее надежные – это расчет парожидкостного равновесия по давлению схождения и расчет парожидкостного равновесия по уравнению состояния Пенга-Робинсона. Последний является наиболее универсальным.

4.4.1 Алгоритм расчета по уравнению состояния Пенга-Робинсона парожидкостного равновесия газоконденсатных смесей

Модифицированное уравнение состояния Пенга-Робинсона имеет вид:

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)}. \qquad (4.82)$$

Принимается, что коэффициент, ***a*** уравнения (4.82) для любого вещества зависит от температуры, в то время как коэффициент *b* считается постоянным.

$$a = \alpha a'; a' = 0{,}45724\frac{R^2 T_к^2}{p_к};$$

$$b = 0{,}0778\frac{RT_к}{p_к};$$

$$\alpha^{0,5} = 1 + m\left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_к}}\right); m = 0{,}37464 + 1{,}54226\omega - 0{,}26992\omega^2.$$

Подставив в (4.82) z = pV/RT, а также приняв, что

$$A = ap/R^2T^2; B = bp/RT, \tag{4.83}$$

Получим

$$z^3 - (1-B)z^2 + \left(A + 3B^2 - 2B\right)z - \left(AB - B^2 - B^3\right) = 0. \tag{4.84}$$

При использовании (4.82) и (4.84) для вычисления параметров парожидкостного равновесия многокомпонентных смесей коэффициенты ***a*** и ***b*** вычисляются по правилу смешения:

$$a_{см} = \sum_{i=1}^{n}\sum_{j=1}^{n}\eta_i\eta_j a_{ij}; b_{см} = \sum_{i=1}^{n}\eta_i b_i;$$

$$a_{ij} = \left(1 - c_{ij}\right)\sqrt{a_i a_j}, \tag{4.85}$$

где c_{ij} - коэффициент парного взаимодействия.

а) По справочникам находят критические параметры T_K и P_K и ацентрический фактор ω_i каждого компонента.

б) Определяют начальные значения коэффициентов распределения компонентов исходной смеси.

$$K_i^{'} = \left\{ \exp\left[5.372697\left(1+\omega_i\right)\left(1-T_{ki}/T\right)\right]\frac{p_{ki}}{p} \right\}^{1/4} \tag{4.86}$$

Вспомогательный параметр S принимают равным 1.

в) Решают уравнение фазовых концентраций относительно молярной доли V паровой фазы смеси.

$$\sum_{i=1}^{n}\left(y_i - x_i\right) = \sum_{i=1}^{n}\frac{\eta_i\left(K_i-1\right)}{V\left(K_i-1\right)+1} \tag{4.87}$$

Если в процессе решения (4.87) число итераций превышает 50, то поиск величины V прекращается. Считается, что смесь находится в однофазном состоянии: газообразном, если V = 1 или близко к 1, или жидком, если V = 0 или близко к 0.

г) Находят молярные доли компонентов смеси в газовой y_i и жидкой x_i фазах из уравнений

$$x_i = \frac{\eta_i}{V\left(K_i-1\right)+1}; y_i = \frac{\eta_i K_i}{V\left(K_i-1\right)+1} \tag{4.88}$$

д) Вычисляют для жидкой фазы по выражениям (4.85) коэффициенты *a* и *b* уравнения состояния (4.82).

е) Решают уравнение состояния (4.82), записанное относительно коэффициента сжимаемости (4.84). (Для жидкой фазы решением является наименьший неотрицательный действительный корень уравнения, для газовой фазы – наибольший действительный корень).

ж) Определяют летучесть компонентов жидкой фазы по формуле

$$\ln f_i = \ln \eta_i P - \ln(z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B}\left(\frac{2\sum_{i=1}^{n}\eta_i(1-c_{ij})(a_i a_j)^{0.5}}{a} - \frac{b_i}{b}\right)\times$$

$$\times \ln\left(\frac{z + 2.414B}{z - 0.414B}\right) \qquad (4.89)$$

з) Пункты е, ж, з повторяют для газовой фазы.

и) Корректируют коэффициенты распределения компонентов смеси по формуле:

$$K_i = K_i' \frac{f_i^L}{f_i^V}, \qquad (4.90)$$

к) Проверяют неравенство:

$$\left|\frac{f_i^L}{f_i^V} - 1\right| > 10^{-4} \qquad (4.91)$$

Если оно удовлетворяется, переходят к п. г, в противном случае - к п.л.

л) Проверяют неравенство:

$$\left|K_i - 1\right| > 10^{-3} \qquad (4.92)$$

Если оно удовлетворяется, переходят к п. н, в противном случае – к п.м.

м) Проверяют значение вспомогательного параметра S. Если S < 3, переходят к п.н, в противном случае печатается сообщение о том, что смесь при

данных значениях давления p и температуры T находится в критической области или в однофазном состоянии.

н) Изменяют S = S + 1. Если S = 3, переходят к п.в. В противном случае (т. е. если S = 2) коэффициенты распределения компонентов вычисляют по формуле:

$$K_i' = \left\{ \exp\left[5.372697\left(1+\omega_i\right)\left(1-T_{ki}/T\right)\right]\frac{p_{ki}}{p} \right\}^{0,5} \tag{4.93}$$

и переходят к п.3.

о) Вычисляют теплофизические свойства, сосуществующие паровой и жидкой фаз, а также:

1) молекулярные массы жидкой $M_ж$ и газовой $M_г$ фаз:

$$M_{ж} = \sum_{i=1}^{n} x_i M_i; M_{г} = \sum_{i=1}^{n} y_i M_i; \tag{4.94}$$

молекулярную массу смеси:

$$M_{см} = VM_{г} + \left(1-V\right)M_{ж}; \tag{4.95}$$

2) плотности жидкой $\rho_ж$ и газовой $\rho_г$ фаз

$$\rho_{ж} = M_{ж}/\overline{V}_{ж}; \rho_{г} = M_{г}/\overline{V}_{г} \tag{4.96}$$

где $\overline{V}_{ж}$, $\overline{V}_{г}$ — удельные молярные объемы жидкой и газовой фаз, определяемые в результате решения уравнения состояния для жидкой и газовой фаз соответственно;

3) конденсатогазовый фактор:

$$\Gamma_1 = (1-V)M_{ж} / 0{,}02404V; \Gamma_2 = \Gamma_1 / \rho_{ж}; \quad (4.97)$$

где Γ_1— в г/м^3; Γ_2 — в см^3/м^3; $\rho_ж$ — в г/см^3.

4.4.2 Расчет процесса НТС газа УКПГ Монги

Расчет выполняется по методике, описанной 4.4.1

Этот расчет необходим для вычисления объемов продукции при НТС. Расчет ведется для 2016 г. эксплуатации.

По результатам расчета конечной температуры после дросселирования:

- параметры I ст. сепарации – $P_{сеп}$ = 10 МПа $T_{сеп}$ = 268 К;
- параметры II ст. сепарации – $P_{сеп}$ = 6 МПа $T_{сеп}$ = 260 К;

В таблице 4.12 приведены исходные данные для расчета объемов продукции при НТС:

Рассматриваем НТС только по газовой фазе.

Независимо от компонентного состава газа в соответствии с законами для идеальных газов объемом 1 кмоль при стандартных условиях составляет 24,05 м^3, а в каждой 1000 м^3 газа содержится 41,58 кмоль. Исходя из этого, в газе, поступающем на УКПГ объемом 0,53 млн. м^3/сут., при стандартных условиях содержится 22037400 моль.

Таблица 4.12 - Исходные данные для расчета

Пластовый газ					
Компонент	Y_i, мольные доли	Молекулярная масса	Критическая температура, $T_{кр}$, К	Критическое давление, $P_{кр}$,МПа	Ацентрический фактор, ω
CH_4	0,9365	16,043	190,5	4,88	0,0104
C_2H_6	0,02361	30,07	305,4	5,07	0,0986
C_3H_8	0,007	44,092	369,8	4,42	0,1524
i-C_4H_{10}	0,00137	58,124	408,1	3,80	0,1849
n-C_4H_{10}	0,00154	58,124	425,2	3,95	0,0201
i-C_5H_{12}	0,00998	75,151	460,4	3,51	0,3002
n-C_5H_{12}	0,0	75,151	469,7	3,50	0,2539
C_6H_{14}	0,0	90	507,4	3,13	0,5607
N_2	0,0011	28,013	125,9	3,53	0,040
CO_2	0,0189	44,011	304,0	7,64	0,231

Углеводородный конденсат		
Пределы выкипания фракций, К	Выход фракций, %	Молекулярный вес
н.к.-333	2,01	119
333-372	23,52	
372-399	26,56	
399-424	39,5	
выше 424	8,34	

Таблица 4.13 - Результаты расчета

	Из сепаратора I ст.			Из сепаратора II ст.		
	смесь	жид-кость	пар	смесь	жидкость	пар
Мольные доли	1	0,00585	0,99415	1	0,00107	0,99893
Молекуляр-ный вес	17,32	106,1	17,26	16,85	91,96	17,25
Плотность кг/м^3	0,747	719,4	0,721	0,721	740	0,718

Методика расчета

Находим число молей газа и жидкости сепарации:

$$(F_г)_с = V_с \cdot F; \quad (F_ж)_с = (1 - V_с) \cdot F, \tag{4.98}$$

где $V_с$ - молярная доля газовой фазы, F – число молей смеси.

Рассчитываем объем газа сепарации и насыщенного конденсата:

$$(q_г)_с = 24{,}05 \cdot (F_г)_с; \quad (q_ж)_с = (F_ж)_с \cdot M_{н.к} / \rho_{н.к.,} \tag{4.99}$$

где $M_{н.к}$, $\rho_{н.к}$ - молекулярная масса и плотность насыщенного конденсата сепарации соответственно.

Определяем массу газа сепарации и жидкости:

$$m = q \cdot \rho., \tag{4.100}$$

Находим число молей газа и жидкости сепарации по формуле (4.98):

1 ступень сепарации:

$(F_г)_с = 0{,}99415 \cdot 22037400 = 21908481{,}21$ моль,

$(F_ж)_с = 0{,}00585 \cdot 22037400 = 128918{,}79$ моль.

2 ступень сепарации:

$(F_г)_с = 0{,}99893 \cdot 21908481{,}21 = 21885039{,}13$ моль

$(F_ж)_с = 0{,}00107 \cdot 21908481{,}21 = 23442{,}07$ моль

Находим объем газа и насыщенного конденсата 1 и 2 ступени сепарации по формуле (4.99):

$(q_г)_с = 24{,}05 \cdot (F_г)_с = 24{,}05 \cdot 21908481{,}21 /1000 = 526898{,}97$ м^3

$(q_ж)_с = 128{,}91879 \cdot 106{,}1/719{,}4 = 19{,}01$ м^3

$(q_г)_с = 24{,}05 \cdot (F_г)_с = 24{,}05 \cdot 21885039{,}13 /1000 = 526335{,}19$ м^3

$(q_ж)_с = 23442{,}07 \cdot 91{,}96/740 = 2{,}91$ м^3

Найдем массу смеси, газа сепарации и жидкости по формуле (4.100):

$m = 526882{,}97 \cdot 0{,}747 = 393753{,}12$ кг,

$m_{1с} = 526898{,}97 \cdot 0{,}721 = 379894{,}1$кг,

$m_{1ж} = 1{,}93 \cdot 719{,}4 = 1388{,}442$ кг,

$m_{2с} = 526335{,}19 \cdot 0{,}718 = 377908{,}66$ кг,

$m_{2с} = 2{,}91 \cdot 740 = 2153{,}8$ кг.

Таблица 4.14 - Результаты расчета НТС

Параметр	Объем, $м^3$/сут	Масса, кг
Газ сепарации I ступени	526898,97	379894,1
Газ сепарации II ступени	526335,19	377908,66
Конденсат I ступени	19,3	1388,442
Конденсат II ступени	2,91	2153,8

5 Расчет экономической эффективности замены оборудования осушки газа на упг Монги

5.1 Методология расчета экономической эффективности капиталовложений

Капитальные вложения складываются из стоимости оборудования, стоимости монтажа, транспортировки и т. п.

Капитальные вложения рассчитываем по формуле:

$$К = С_{общ} + С_{ж.д} + С_{м.р}; \quad (5.1)$$

Стоимость монтажа оборудования составляет 30 % от общей стоимости оборудования.

Стоимость доставки оборудования рассчитываем по формуле:

$$С_{ж.д.} = М_о \cdot (D_1 + D_2), \quad (5.2)$$

где $М_о$ - общая масса оборудования; D_1 - стоимость доставки оборудования по железной дороге от г. Уфы до г. Южно-Сахалинска; D_2 - стоимость доставки оборудования по железной дороге от г. Южно-Сахалинска до станции Ноглики.

Стоимость монтажных работ рассчитываем по формуле:

$$С_{м.р.} = С_{общ} \cdot Р_м; \quad (5.3)$$

где $С_{общ}$ – общая стоимость оборудования; $Р_м$ – стоимость монтажных работ.

Расчет эксплуатационных затрат

К эксплуатационным затратам относятся расходы по эксплуатации и содержанию оборудования (вспомогательный материал, топливо, реагенты), в

том числе на текущий ремонт и амортизационные отчисления, а так как схема упрощается расчеты сделаны без учета заработной платы.

Годовой расход топливного газа рассчитываем по формуле:

$$Q_{год}^{Т.Г..} = Q^{Т.Г.} \cdot K_i; \quad (5.4)$$

где K_i – количество часов в год ; $Q^{Т.Г.}$ – расход топливного газа.

В стоимостном выражении:

$$З^{Т.Г.} = Q^{Т..Г.}_{год} \cdot Т_г; \quad (5.5)$$

где $Т_г$ - топливный газ, цена за тыс. $м^3$.

Годовое потребление электроэнергии рассчитываем по формуле:

$$N^{эл}_{год} = Q_г \cdot N^{ЭЛ}; \quad (5.6)$$

где $N^{эл}$ - удельный расход электроэнергии; $Q_г$ - добыча газа, тыс. $м^3$/год.

То же, в стоимостном выражении:

$$З^{эл} = N^{эл}_{год} \cdot N; \quad (5.7)$$

где N – стоимость 1 кВ.

Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования. Расходы на текущий ремонт определяются как процент от амортизационных отчислений:

$$С_{рем} = \beta \cdot И_а^{об}, \text{тыс.руб/год}, \quad (5.8)$$

где $С_{рем}$ – стоимость ремонта оборудования; $\beta = 0{,}15 - 0{,}35$ - коэффициент, учитывающий затраты на текущий ремонт и не предвиденные затраты.

$$И_{а}^{об} = \frac{Н_{а}^{об}}{100} \cdot С_{об}, \text{тыс.руб/год}, \quad (5.9)$$

где $И_{а}^{об}$ - амортизационные отчисления по производственному оборудованию; $Н_{а}^{об}$ = 10% - норма амортизационных отчислений по производственному оборудованию; $С_{об}$ - стоимость основного оборудования.

Годовой экономический эффект определения затрат по существующей и внедряемой схеме:

$$Э = [(И_1 + \beta \cdot К_1) - (И_2 + \beta \cdot К_2)]. \quad (5.10)$$

где $И_1$, $И_2$ – годовые затраты на содержание и эксплуатацию оборудования по 1 и 2 вариантам соответственно; $К_1$ и $К_2$ – капитальные вложения по вариантам.

5.2 Расчет экономической эффективности замены абсорбционной системы осушки газа на оборудование, работающее по принципу НТС на УПГ Монги

При замене тепломассообменного оборудования на УКПГ «Монги» стал вопрос о выборе схемы осушки природного газа. Предлагается вместо абсорбционной осушки газа применять метод низкотемпературной сепарации. Поскольку при предлагаемом способе устанавливается оборудование другого типа, необходимо сделать расчет технико-экономических показателей двух вариантов: 1-й вариант - замена оборудования на однотипное, 2-й вариант - замена тепломассообменного оборудования при внедрении метода НТС. Цены на оборудование предоставлены заводом «Салаватнефтемаш».

Данные по оборудованию абсорбционной осушки газа приведены в таблице 5.1

Таблица 5.1 - Основное оборудование установки абсорбционной осушки газа

Наименование оборудования	Количество,	Стоимость, тыс. руб.
Абсорбер	1	1068
Сепаратор	1	288
Дополнительный сепаратор	1	192
Десорбер	1	1125,17
Дозировочные насосы	3	600
Насос для перекачки ДЭГ	1	3
Общая стоимость оборудования		4476,17

Оборудование установки низкотемпературной сепарации поставляется заводом «Салаватнефтемаш».

Данные по оборудованию установки приведены в таблице 5.2

Таблица 5.2 - Основное оборудование НТС

Наименование оборудования	Количество, ед.	Стоимость, тыс. руб.
Сепаратор центробежный регулируе-	1	280,32
Газосепаратор сетчатый	1	220,51
Общая стоимость оборудования		500,83

Таблица 5.3 - Годовые затраты на вспомогательные материалы

Наименование	Ед. изм.	Расход	Цена за единицу, руб.	Сумма, тыс. руб.
ДЭГ	т.	$0{,}01 \cdot 10^3$	1870	18,7
Топливный газ	тыс. м	$1{,}138 \cdot 10^3$	595,4	677,56

Расчет капитальных вложений

1 вариант. По существующей схеме.

Общая стоимость оборудования приведена в таблице 5.2.

Стоимость доставки по железной дороге составляет 2000 руб. за 1 т – от г. Уфы до г. Южно-Сахалинска, 750 руб. за 1 т – от г. Южно-Сахалинска до станции Ноглики.

Стоимость монтажа оборудования составляет 30 % от общей стоимости оборудования.

Общая масса оборудования составляет 18,5 т.

Стоимость доставки оборудования рассчитываем по формуле (5.2):

$$С_{ж.д.} = 18,5 \cdot (2000 + 750) = 50,9 \text{ тыс. руб.}$$

Стоимость монтажных работ рассчитываем по формуле (5.3):

$$С_{м.р.} = 4476,17 \cdot 0,3 = 1342,85 \text{ тыс. руб.}$$

Капитальные вложения рассчитываем по формуле (5.1):

$$К = 4476,17 + 50,9 + 1342,85 = 5869,92 \text{ тыс. руб.}$$

2 вариант. По внедрению НТС.

Стоимость оборудования приведена в таблице 5.3.

Общая масса оборудования составляет 10 т.

Стоимость доставки составляет:

$$С_{ж.д.} = 10 \cdot (2000 + 750) = 27,5 \text{ тыс. руб.}$$

Стоимость монтажных работ:

$C_{м.р.}$ = 500,832 · 0,3 = 150,25 тыс. руб.

Капитальные вложения составляют:

К = 27,5 +150,249 +500,832 = 678,58 тыс. руб.

Расчет эксплуатационных затрат

1 вариант.

Расход топливного газа равен $Q^{Т.Г.}$ = 130 $м^3$/ч.

Годовой расход топливного газа рассчитываем по формуле (5.4):

$Q^{Т..Г.}_{год}$ = 130 · 8760 = 1,138· 10^6 $м^3$.

Годовое потребление электроэнергии рассчитываем по формуле (5.6):

$N^{эл}_{год}$ = 500 · 10^3 · 0,73 = 0,365 · 10^6 кВт · ч,

где $N^{эл}$ = 0,73 кВт· ч/(тыс.$м^3$) - удельный расход электроэнергии

То же, в стоимостном выражении по формуле (5.7):

$З^{эл}$ = 0,365 ·10^6 ·1,25 = 456,25 тыс. руб.

2-й вариант.

Расход топливного газа на водоподогреватель $Q^{Т..Г.}$ = 45 $м^3$/ч.

Годовой расход топливного газа рассчитываем по формуле (5.4):

$Q^{Т..Г.}_{год}$ = $Q^{Т...Г}$ ·8760 = 45·8760 = 0,3942·10^6 $м^3$.

В стоимостном выражении по формуле (5.5):

$З^{Т.Г.} = 0{,}3942 \cdot 10^6 \cdot 540 = 212{,}9$ тыс. руб./год.

Годовое потребление электроэнергии рассчитываем по формуле (5.6):

$N^{эл}_{год} = 500 \cdot 10^3 \cdot 0{,}13 = 0{,}065 \cdot 10^6$ кВт·ч,

где $N^{ЭЛ} = 0{,}13$ кВт·ч/(тыс. $м^3$) - удельный расход электроэнергии.

Тоже в стоимостном выражении по формуле (5.7):

$З^{эл} = 0{,}065 \cdot 10^6 \cdot 1{,}25 = 81{,}25$ тыс. руб.

Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования. Расходы на текущий ремонт определяются как процент от амортизационных отчислений по формулам (5.8) и (5.9):

1 -й вариант:

$$И_а^{об} = \frac{10}{100} \cdot 3276{,}17 = 327{,}2 \text{ тыс.руб./год,}$$

тогда

$С_{рем} = 0{,}25 \cdot 327{,}2 = 81{,}8$ тыс. руб./год.

2-й вариант:

$$И_а^{об} = \frac{10}{100} \cdot 1053{,}638 = 105{,}4 \text{ тыс. руб./год,}$$

тогда

$C_{рсм} = 0,25 \cdot 105,4 = 26,35$ тыс. руб./год.

Смета годовых затрат 1-го и 2-го варианта приведена в таблице 5.4.

Таблица 5.4 - Смета годовых затрат

Наименование затрат	I вариант, тыс. руб.	II вариант, тыс. руб.
Топливо	677,56	212,9
Вспомогательные материалы	18,7	0
Электроэнергия	456,25	81,25
Расход на содержание и эксплуатацию оборудования	327,61	105,36
Итого	1480,12	399,51

Годовой экономический эффект определения затрат по существующей и внедряемой схеме по формуле (5.10):

$$Э = [(1480,12 + 0,15 \cdot 5509,92)-(399,51 + 0,15 \cdot 678,581)] = 1805,31 \text{ тыс. руб./год.}$$

Таким образом, экономический эффект от предлагаемой замены оборудования составляет 1805,31 тыс. руб./год.

6 Безопасность и экологичность обеспечения

Нефтяная промышленность России включает в себя все предприятия, занимающиеся различными направлениями нефтяного бизнеса. Смежными отраслями являются бурение, производство оборудования для проведения нефтедобывающих и нефтеперерабатывающих работ, геофизика.

Охрана окружающей природной среды является одной из основных задач системы промышленной безопасности нефтепродуктообеспечения, решение которой связано с анализом следующих аспектов:

- состояние охраны окружающей природной среды на объектах нефтепродуктообеспечения;

- характеристика объектов нефтепродуктообеспечения как источников загрязнения окружающей природной среды и источников экологической опасности;

-пути снижения вредного воздействия объектов нефтепродуктообеспечения на окружающую природную среду;

- оценки воздействия на окружающую природную среду (ОВОС) и экологического риска объектов нефтепродуктообеспечения;

-пути совершенствования деятельности предприятий нефтепродуктообеспечения в области охраны окружающей природной среды.

Отрицательные воздействия объектов нефтепродуктообеспечения на окружающую природную среду являются следствием испарений, утечек и разливов нефтепродуктов[10].

6.1 Недостатки базовой конструкции (аналогов) по обеспечению безопасности труда

Комплекс работ связан с опасностью получения механических травм (ушибов, ранений, переломов костей) из-за падения рабочих, разрушения оборудования, ударов падающими предметами, обморожения и переохлаждения.

Нефть, нефтяные газы и закачиваемые реагенты могут вызвать профессиональные отравления.

При КРС воздух на устье обычно загрязняется природным и попутным газом, парами сырой нефти, окисью углерода, окисью и двуокисью азота, сероводородом и большим числом химических реагентов используемых в технологических процессах.

Согласно ГОСТ 12.1.005-88* «Общие санитарно-гигиенические требования» установлены предельно допустимые концентрации вредных веществ - таблица 6.1.

Таблица 6.1 - Воздух рабочей зоны. Общие санитарно-гигиенические требования

Наименование вещества, химическая формула	ПДК, мг/м3	Класс опасности
Аммиак	20	IV
Бензин-растворитель	100	IV
Бензины топливные	100	IV
Бензол	5	II
Керосин	300	IV
Окись углерода	20	IV
Сернистый ангидрид (сернистый газ)	10	III
Сероводород	10	II
Уайт спирит	300	IV
Спирт метиловый	5	III
Сероводород в смеси с углеводородами С, Сб.	3	III

Вследствие неплотности фланцевых соединений на добывающих скважинах и сепараторах замерных устройств, а также испарения нефти из дренажной емкости определяются по формуле:

$$Mскв.= 325*Nскв.*10\text{-}4*4/Ko*(P*V)0.8*Nсеп.*10\text{-}3 + Mge, \text{ кг/час}, \quad (6.1)$$

где Nскв.- число скважин на одном кусту, шт.; Nсеп.- число сепараторов на кусту, шт; Р - абсолютное давление в сепараторе замерной установки, Р= 15 кг/см^2; V - объем сепаратора замерной установки, V=0.89 м^3;Mge - масса выбросов вредных веществ из дренажной емкости, Mge= 0.001 кг/час; Ко - коэффициент, зависящий от средней температуры кипения жидкости и средней температуры в емкости (1,24 - для добывающих скважин ЭЦН) Пример расчета для куста А1:

Количество ЭЦН = 8, количество сепараторов = 1 шт.

$$Мскв = (325 \cdot 8 \cdot 10^{-4} + 4/1{,}24 \cdot (15 \cdot 0{,}89)^{08} \cdot 1 \cdot 10^{-3} + 0{,}001 = 0{,}278 кг/ч = 2{,}523 т/г$$

В зависимости от концентрации данные вещества у человека воспаление слизистых дыхательных путей, глаз, заболевание легких, печени, расстройства пищеварения. Комплекс работ связан с опасностью получения механических травм (ушибов, ранений, переломов костей) из-за падения рабочих, разрушения оборудования, ударов падающими предметами, обморожения и переохлаждения. Нефть, нефтяные газы и закачиваемые реагенты могут вызвать профессиональные отравления.

6.2 Проектные решения по обеспечению безопасности труда на проектируемом оборудовании

Месторождение Монги расположено в Ногликском районе островной Сахалинской области на побережье Ныйского залива Охотского моря и находится на расстоянии 40 км к северу от районного центра поселка Ноглики и 170 км к югу от города Охи – бывшего центра нефтяной и газовой промышленности Сахалина.

Площадь представляет собой прибрежную равнину, понижающуюся с запада на восток и с юга на север. Абсолютные отметки поверхности варьируют от 40 до 10м. Болота и мари занимают около 40 % всей территории.

Характерная особенность климата - короткое и дождливое лето и продолжительная суровая зима с частыми буранами и снегопадами. Величина снежного покрова от 0,7 до 1,8м. Средняя температура зимой -22 ºС, летом +30 °С. Климатические регионы (климатические пояса) РФ (II).

Класс профессионального риска оператора добычи нефти и газа, исходя из вида экономической деятельности XXX.

Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. Санитарные правила и нормы СанПиН 2.2.4.548-96

Таблица 6.2 - Классификация категорий работ в различный период года

Период года	Категория работ	Температура, °С	Относительная влажность, %	Скорость движения, м/с
		Оптимальная	Оптимальная на рабочем месте, не более	Оптимальная, не более
Холодный	IIб	17-19	40-60	0,2
Теплый	IIб	20-22	40-60	0,3

6.3 Санитарные требования

Для создания необходимого и достаточного уровня освещенности на рабочих местах, с целью обеспечения безопасных условий труда, следует руководствоваться: ВСН34-82 «Отраслевые нормы проектирования искусственного освещения предприятий нефтяной промышленности». Работы ведутся на открытой площадке. Пояс светового климата IV, коэффициент светового климата 1,0. На рабочей площадке предусмотрено естественное и искусственное освещение.

Таблица 6.3 - Нормы освещенности

Рабочее место	Разряд и под разряд зрительной работы	Рабочее освещение	
		Освещенность	
		Лампы накаливания (лк)	Газоразрядной лампы (лк)
Рабочее место у устья скважины	V	75	75

В соответствии с СН 2.2.4/2.1.8.562-96 «Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и па территории жилой застройки» и СП 51.13330.2011 "Защита от шума", уровень шума на рабочем месте оператора по добыче нефти, которые относится к напряженном труду I степени и присуще средняя физическая нагрузка, не должен превышать 60 дБ. Шум способен вызвать полную или частичную потерю слуха, расстройства нервной системы, желудочно-кишечные заболевания и другие. Для уменьшения шума применяют: СИЗ органов слуха (противошумные наушники).

Для обеспечения безопасности работающих и профилактики профзаболеваний необходимо предусмотреть средства индивидуальной защиты: спецодежду, спец. обувь, средства защиты органов дыхания, органов слуха, рук, лица, головы. Применение средств индивидуальной защиты предусмотрено в обязательном порядке отраслевыми правилами техники безопасности. Выдача спецодежды, спец. обуви и других индивидуальных средств защиты регламентирована «Типовыми отраслевыми нормами бесплатной выдачи спецодежды, спецобуви и других средств индивидуальной защиты работникам нефтяной и газовой промышленности». Согласно указанным документам весь рабочий персонал, участвующий в эксплуатации скважины, должен быть обеспечен средствами индивидуальной защиты, предоставленными в табл. 6.4.

Таблица 6.4 - Средства индивидуальной защиты

№ п/п	Профессия, должность	Наименование средств индивидуальной защиты	Срок носки, мес.
1	Оператор по гидравлическому разрыву пластов; оператор по химической обработке скважин	Костюм для защиты от воды из синтетической ткани с плёночным покрытием	1 на 2 года
2		Комбинезон для защиты от токсичных веществ из нетканых материалов	До износа
3		Костюм из смесовых тканей для защиты от общих производственных загрязнений и механических воздействий	2 на 2 года
4		Футболка	4 на 2 года
5		Головной убор	1
6		Ботинки кожаные с жестким подноском или	1 пара
7		Сапоги кожаные с жёстким подноском	1 пара
8		Сапоги резиновые с жёстким подноском или	1 пара
9		Сапоги резиновые болотные с жёстким подноском	1 пара
10		Нарукавники из полимерных материалов	6 пар
1 1		Перчатки с полимерным покрытием	6 пар
12		Перчатки резиновые или из полимерных материалов	126 пар
13		Каска защитная	1 на 2 года
14		Респиратор	До износа
15		Подшлемник под каску с однослойным или трехслойным утеплителеv	2 на 2 года
16		Очки защитные закрытые	До износа
17		на наружных работах зимой дополнительно:	
18		Костюм из смесовых тканей на утепляющей прокладки	По поясам
19		Бельё нательное утеплённое	2 комплекта
20		Жилет утепленный	1
21		Жилет меховой в IV и особом поясах	1 на 4 года
22		Ботинки утеплённые с жестким подноском или	По поясам

Окончание Таблицы 6.4

23	Оператор по гидравлическому разрыву пластов; оператор по химической обработке скважин	Сапоги утепленные с жёстким подноском	По поясам
24		Валенки	По поясам
25		Галоши на валенки	1 пара
26		Шапка-ушанка	1 на 3 года
27		Перчатки с защитным покрытием нефте-морозостойкие	6 пар
28		Перчатки шерстяные	6 пар

6.4 Инженерные и организационные решения по обеспечению безопасности

Для обеспечения производственной безопасности в НГДУ «Катанглинефтегаз» регулярно проводятся инженерно-технические мероприятия. Основными из них являются:

- обеспечение пожаро- и взрывобезопасноти;

- защита от поражения электрическим током и статическим электричеством;

- защита от действия вредных веществ при их выбросах и сбросах;

- защита от энергетических воздействий (вибрации, шума, опасных излучений и полей);

- защита от высокого давления и механического травмирования;

- обеспечение комфортных условий труда (вентиляция, отопление, кондиционирование, освещение).

К герметичным системам, находящимся под давлением, относятся устьевое оборудование, нарушение герметичности которого может привести к утечкам и пожарам, а также к человеческим жертвам.

В НГДУ проводятся следующие мероприятия, обеспечивающие безопасность эксплуатации герметичных систем:

- всесторонний учёт при проектировании оборудования условий его работы с применением необходимых запасов прочности;

- все оборудование подвергают гидравлическим испытаниям при пробном давлении на 25 % выше рабочего, но не менее 0,2 МПа;

- использование ослабленных элементов и устройств для локализации опасности;

- применение средств-блокировки, исключающих аварии при неправильных действиях работающих;

- использование контрольно-измерительных приборов для контроля рабочих параметров и своевременного выявления нарушений режимов работы;

- установка на оборудовании предохранительных клапанов, рассчитанных на превышение на 10 % рабочего давления;

-закрытие и открытие запорно-регулирующей арматуры производится плавно и медленно во избежание проявления гидроударов;

- подтягивание фланцевых соединений оборудования, находящегося под давлением, запрещается (эта операция производится только при атмосферном давлении);

- тарировка манометров и приборов КИП производится не реже одного раза в год (на циферблатах манометров красная черта, соответствующая разрешённому рабочему давлению в оборудовании).

НГДУ «Катанглинефтегаз» регулярно проводят мероприятия по обеспечению пожаробезопасности, подразделяющихся на четыре группы: предупреждение возникновения пожаров; предотвращение распространения пожаров; обеспечение успешной эвакуации людей и материальных ценностей из зоны пожара; обеспечение эффективного тушения пожара.

6.5 Обеспечение безопасности в аварийных и чрезвычайных ситуациях

Основными мероприятиями по ликвидации и предотвращению аварий являются: проверка состояния противовыбросового оборудования, наличие средств и материалов но борьбе с нефтегазопроявлениями, обученность буровой бригады.

Для предотвращения и быстрой ликвидации аварий, которые могут возникнуть на объектах нефтедобычи составляются планы по ликвидации возможных аварий. Они составляются в соответствии с Правилами безопасности в нефтяной и газовой промышленности и должны содержать следующее:

1) перечень возможных аварий на объекте;

2) способы оповещения об аварии (сирена, световая сигнализация, громкоговорящая связь, телефон и др.), пути выхода людей из опасных мест и участков в зависимости от характера аварии;

3) действия лиц технического персонала, ответственных за эвакуацию людей и проведение предусмотренных мероприятий;

4) список и порядок оповещения должностных лиц при возникновении аварии;

5) способы ликвидации аварий в начальной стадии. Первоочередные действия технического персонала по ликвидации аварий (пожара), предупреждению увеличения их размеров и осложнений. Осуществление мероприятий по предупреждению тяжелых последствий аварий. Порядок взаимодействия с газоспасательными и другими специализированными службами;

6) список и местонахождение аварийной спецодежды, средств индивидуальной защиты и инструмента;

7) список пожарного инвентаря, находящегося на объекте;

8) акты испытания СИЗ, связи, заземления

9) график и схему по отбору проб газовоздушной среды;

10) технологическая схема объекта;

11) годовой график проведения учебных занятий для предотвращения возможных аварий;

План ликвидации аварий составляется и утверждается 1 раз в пять лет. Согласно графика с работниками предприятия каждый месяц проводятся занятия по ликвидации возможных аварий. Результаты занятий заносятся в журнал с подписью ответственного лица из числа инженерно-технических работников. Также на предприятии проводятся занятия и учебные тревоги по гражданской обороне для подготовки людей к защите от ядерного, химического и биологического оружия массового уничтожения, создания условий, повышающих устойчивую работу предприятий в военное время.

6.6 Экологичность проекта

Технологические процессы, существующие в нефтяной и газовой промышленности, сопровождаются выбросами в почву, водоемы и атмосферу значительных количеств производственных отходов, загрязняющих воду, воздух и почву.

Источниками возможных загрязнений являются резервуары, технологические емкости, установки по подготовке нефти, факельное хозяйство (факел высокого давления, на который подается газ после отделения на промысловых сепараторах, и факел низкого давления, куда подаются выбросы от дыхательных клапанов резервуаров, сепараторов и прочего технологического оборудования), газопроводы, котельные и печи УПГ. Для предупреждения загрязнения по всем объектам нефтедобычи проведена инвентаризация источников выбросов вредных веществ. На основании инвентаризации по каждому месторождению разработаны проекты содержания предельно-допустимых веществ в воздухе. По нормативам проектов предельно-допустимых веществ на каждом месторождении установлены санитарно-защитные зоны, организован ведомственный контроль лабораторией ЦСПН за содержанием сероводорода, кроме того,

проводятся контрольные замеры на содержание углеводородов, сернистого углеводорода, оксидов азота и углерода.

Для обеспечения охраны окружающей среды и недр в процессе добычи нефти в НГДУ «Катанглинефтегаз» выполняется комплекс требований:

- выполняются работы по подготовке скважин к ОПЗ;
- предотвращается ущерба другими объектами (помимо объекта воздействия), исключаются возможности попадания реагентов в другие пласты.

В генеральном плане обустройства месторождений НГДУ «Катанглинефтегаз» предусматривается большой комплекс природоохранных мероприятий. Использование однотрубной системы сбора нефти позволяет полностью герметизировать транспорт нефти и газа от скважин до резервуаров предварительного отстоя нефти.

Наиболее частые источники загрязнения приносящие наибольший урон природе:

- загрязнение вышележащих пресноводных пластов;
- загрязнение поверхностных источников.

Фонд скважин месторождения Монги ненадежен с точки зрения охраны пресноводного комплекса. В связи с этим происходит загрязнение

В связи с этим фонд скважин должен быть проанализирован с точки зрения сроков его пригодности, составлен подробный план порядка ликвидации с условием того, что по мере потери герметичности скважины ремонтируются и ликвидируются в первую очередь.

Снижение попадания вредных веществ в атмосферу предусматривается путем проектирования и внедрения технических, технологических и организационных мероприятий, направленных на сокращение потерь фракции легких углеводородов в нефти, обеспечение надежной и безаварийной работы нефтепромыслового оборудования.

В НГДУ «Катанглинефтегаз» состояние промышленной и экологической безопасности является удовлетворительным. В результате осуществления комплекса мер на предприятии за последнее время не отмечалось серьезных ава-

рий, повлекших заметный ущерб здоровью обслуживающего персонала и окружающей природной среде.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Месторождение Монги является многопластовым. Залежи газа и конденсата приурочены к отдельным блокам, относятся к числу мелких по запасам углеводородов и рассчитаны по площади. Добыча газа и конденсата на месторождении Монги велась с февраля 1990 г. с подачей его в газопровод высокого давления для транспорта в Комсомольск-на-Амуре. Суммарный отбор газа за этот период (на 01.01.2015 г.) составил 1782 млн.м^3.

Разработка газоконденсатных залежей месторождения велась со стабильной добычей в объеме 190 – 145 млн.м^3 – в начальный период, а затем снизилась до 72 млн.м^3. Добыча товарного конденсата изменялась в пределах 3,8 – 0,4 тыс.т. Средние дебеты одной скважины по газу составляли 164 – 104 тыс.м^3/сут.

С начала разработки отобрано 1255 млн. м^3 газа или 60 % от запасов, вовлеченных в разработку, и 28 тыс. т конденсата.

В выпускной квалификационной работе приведен анализ технологии сбора и подготовки газа на УПГ месторождения Монги, в результате которого было предложено заменить систему гликолевой осушки газа производства Германской фирмы DSD – СТА на отечественные аппараты, работающие по принципу низкотемпературной сепарации.

Основанием для замены послужило то, что произошел физический износ оборудования, т.к. оно находится в эксплуатации с 1990 г., хотя в нашей стране средний срок службы тепломассообменных аппаратов 10 лет для отечественных и 6 лет для импортных. В связи с этим был приведен анализ различного тепломассообменного оборудования, в результате которого был выбран метод низкотемпературной сепарации, как наиболее экономичный и подходящий для данного месторождения.

В новой схеме предусматривается установка двух сепараторов и дополнительного дросселирующего устройства для дополнительного снижения давления и температуры.

Для правильного подбора оборудования были выполнены следующие расчеты:

-расчет температуры газа в конце процесса дросселирования (для определения температур сепарации на период с 2010 - 2015 гг);

-технологический расчет центробежного регулируемого газосепаратора (для определения размеров зон и основных элементов газосепаратора и его гидравлического сопротивления);

-технологический расчет газосепаратора сетчатого (для определения размеров зон и основных элементов газосепаратора и его гидравлического сопротивления);

-расчет процесса низкотемпературной сепарации (для определения конечных составов газа и количества выхода газа и конденсата).

На основании данных расчетов произведен выбор оборудования и установление режима работы УПГ Монги по новой схеме.

Исходными данными для расчета послужило давление и температура газа на входе в УПГ. Подготовка газа на УПГ Монги осуществляется за счет понижения давления газа (в блоках редуцирования I и II ступенях), следовательно, снижение его температуры обуславливает степень осушки и отбензинивания на сепарационных установках. Расчет температуры II ступени (конечной) сепарации газа показал, что дроссель-эффект (в расчетный период времени) эффективен и степень подготовки газа отвечает требованиям ОСТ 51.40-93.

В процессе расчета нововведенного оборудования были подобраны сепараторы II ступени, удовлетворяющие заданным условиям работы. (центробежный регулируемый газосепаратор ЦРС-2-160-179-24 и сетчатый газосепаратор ГС-I-800-6.4).

В результате расчета экономический эффект от предложенного мероприятия по замене оборудования составил 1805,31 тыс. руб./год. Следовательно, замена импортного оборудования на отечественное, работающее по принципу низкотемпературной сепарации, экономически целесообразно.

Таким образом, в данной выпускной квалификационной работе произведена качественная и экономически выгодная оценка замены ныне существующего оборудования на УПГ Монги, которое осуществляет подготовку газа, удовлетворяющего требованиям, предъявляемым газу для подачи в магистральный трубопровод.

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ

ГВК - газо-водяной контакт

ВНК - водо-нефтяной контакт

НГДУ - нефтегазодобывающее управление

БКНС -блочная кустовая насосная станция

ППД -поддержание пластового давления

НТС - низкотемпературная сепарация

НКТ -насосно-компрессорная труба

ОАО - открытое акционерное общество

ЦРС - центробежный регулируемый газосепаратор

ГС - газосепаратор сетчатый

УПГ - установка подготовки газа

$P_{пл.}$ - давление пластовое

$P_{ус.}$ - давление устьевое

$P_{н}$ - давление начальное

$P_{к}$ - давление конечное

$T_{ус.}$ - температура устьевая

$T_{н}$ - температура начальная

$T_{к}$ - температура конечная

$Z_{р}$ - коэффициент сжимаемости в рабочих условиях

$Z_{н}$ - коэффициент сжимаемости в стандартных условиях

$\rho_{н}$ - плотность газа в стандартных условиях

$\rho_{р}$ - плотность газа в рабочих условиях

D_{i} - коэффициент Джоуля - Томсона

W - влагосодержание природного газа,

$C_{р}$ - изобарная теплоемкость природного газа,

M - молекулярная масса,

α - параметр Шухова,

λ - коэффициент гидравлического сопротивления

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Бекиров, Т.М. Сбор и подготовка к транспорту природных газов / Т.М. Бекиров, А.Т. Шаталов. – Москва : Недра, 1986. – 263 с.

2. Борщенко, Л.И. Подготовка газа и конденсата к транспорту / Л.И. Борщенко. – Москва : Недра, 1987. – 352 с.

3. Бренг, А.Д. Организация, планирование и управление предприятиям нефтяной и газовой промышленности : учеб. пособие для вузов. / А.Д. Бренг, В.Е. Тищенко, Ю.И. Малышев. – Москва : Недра, 1986. – 268 с.

4. Гиматудинов, Ш.К. Разработка и эксплуатация нефтяных, газовых и газоконденсатных месторождений / Ш.К. Гиматудинов, И.И. Дунюшкин. – Москва : Недра, 1998. – 304 с.

5. Голуб, М.В. Газопромысловое оборудование / М.В. Голуб. – Уфа : УНИ, 1981. – 108 с.

6. Гуревич, Г.Р. Сепарация природного газа на газоконденсатных месторождениях / Г.Р. Гуревич, Е.Д. Карлинский. – Москва : Недра, 1982. – 201 с.

7. Жданов, М.А. Нефтегазопромысловая геология / М.А. Жданов. – Москва : Гостоптехиздат, 1962. – 537 с.

8. Ишмурзин, А.А. Машины и оборудование системы сбора и подготовки нефти, газа и воды / А.А. Ишмурзин. – Уфа : УНИ, 1981. – 88 с.

9. Коротаев, Ю.П. Добыча, транспорт подземное хранение газа : учеб. пособие для вузов / Ю.П. Коротаев, А.И. Ширковский. – Москва : Недра, 1984. – 488 с.

10. Куцын, П.В. Охрана труда в нефтяной и газовой промышленности / П.В. Куцын. – Москва : Недра, 1987. – 256 с.

11. Язик, А.В. Системы и средства охлаждения природного газа / А.В. Язик – Москва : Недра, 1986. – 252 с.

12. Отчет по производственной деятельности НГДУ «Катанглинефтегаз» / Ноглики. – 2014. – 180 с.