

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Омский государственный технический университет»

На правах рукописи



Ожерельев Дмитрий Александрович

**ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ СЕПАРАЦИОННОГО  
ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ ГАЗА В ПРОМЫСЛОВЫХ  
УСЛОВИЯХ**

Специальность 05.04.13 – Гидравлические машины и гидропневмоагрегаты

Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель:  
Заслуженный работник  
Высшей школы РФ, доктор  
технических наук, профессор,  
В.В. Шалай

Омск – 2022

## ОГЛАВЛЕНИЕ

<b>ВВЕДЕНИЕ</b> .....	5
<b>Глава 1 ПРОБЛЕМЫ ОЧИСТКИ ГАЗА В ПРОМЫСЛОВЫХ УСЛОВИЯХ</b>	10
<b>1.1 Технологические аспекты использования и утилизации попутного нефтяного газа</b> .....	10
1.1.1 Получение попутного нефтяного газа .....	10
1.1.2 Варианты использования попутного нефтяного газа.....	12
1.1.3 Техническая возможность утилизации ПНГ .....	16
<b>1.2 Процессы и аппараты для разделения газожидкостных смесей</b> .....	18
1.2.1 Классификация сепарационного оборудования .....	18
<b>1.3 Выбор конструкции сепаратора</b> .....	20
<b>1.4 Конструктивные особенности современных сепараторов</b> .....	24
1.4.1 Конструкция сепаратора АО «ЦКБН».....	24
1.4.2 Конструкция сепаратора ООО ИВЦ «Инжехим» .....	25
1.4.3 Конструкция сепаратора «Sulzer Chemtech» .....	27
<b>1.5 Конструкция предложенного сепаратора</b> .....	29
<b>Выводы</b> .....	32
<b>Глава 2 МЕТОДЫ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ИЗМЕРЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ СЕПАРАЦИОННОГО ОБРУДОВАНИЯ</b> ....	34
<b>2.1 Основные требования к эффективности технологического процесса сепарации газа</b> .....	34
<b>2.2 Методы измерения дисперсной фазы, уносимой с потоком газа из сепарационного оборудования</b> .....	35
2.2.1 Прибор измерения уноса «ТюменНИИгипрогаз».....	36
2.2.2 Прибор измерения уноса АО «ЦКБН» .....	37
2.2.3 Прибор измерения уноса ООО «Газпром добыча Уренгой» .....	38
<b>2.3 Анализ методик и средств определения содержания жидкости в потоке газа</b> .....	39

<b>Глава 3 ФИЗИКО-МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ СЕПАРАЦИОННОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ДЛЯ ПОДАЧИ В МАГИСТРАЛЬНЫЙ ГАЗОПРОВОД</b>	42
.....	42
<b>3.1 Модель турбулентной миграции аэрозольных частиц</b>	42
<b>3.1.1 Невыпадающий аэрозольный поток частиц</b>	45
<b>3.1.2 Выпадающий аэрозольный поток частиц</b>	47
<b>3.2 Модель массопереноса частиц</b>	49
<b>3.3 Производственная функция «Кобба-Дугласа»</b>	54
<b>3.3.1 Построение и применение производственной функции</b>	55
<b>3.3.2 Решение производственной функции</b>	56
<b>Выводы</b>	58
<b>Глава 4 МЕТОДИКА РАСЧЕТА ОБЪЕМА ПОСТАВКИ ПНГ</b>	60
<b>4.1 Выполнение требований качества газа для транспорта</b>	60
<b>4.1.1 Физико-химические показатели подготовленного газа</b>	61
<b>4.1.2 Фазовая диаграмма</b>	62
<b>4.2 Расчет допустимого количества ПНГ в смеси с ПГ</b>	68
<b>4.3 Построение модели технологического процесса подготовки и компримирования газа с учетом вовлечения попутного нефтяного газа</b>	69
<b>Выводы</b>	76
<b>Глава 5 ПРАКТИЧЕСКАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ ИССЛЕДОВАНИЯ</b>	77
<b>5.1 Построение модели работы сепаратора</b>	78
<b>5.1.1 Методика расчета эффективности узла входа сепаратора</b>	80
<b>5.1.2 Методика расчета эффективности узла сепарационных элементов с завихрителем</b>	82
<b>5.2 Экспериментальные исследования работы сепаратора при подготовке ПГ в смеси с ПНГ</b>	85
<b>5.2.1 Задача и постановка исследования работы сепаратора</b>	85
<b>5.2.2 Параметры расчета</b>	86
<b>5.2.3 Результаты расчета</b>	86

<b>5.3 Анализ полученных результатов .....</b>	<b>88</b>
<b>Выводы .....</b>	<b>90</b>
<b>ЗАКЛЮЧЕНИЕ .....</b>	<b>92</b>
<b>СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ .....</b>	<b>95</b>
<b>СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ .....</b>	<b>96</b>
<b>ПРИЛОЖЕНИЕ А. Модель технологического процесса подготовки и компримирования газа с учетом вовлечения ПНГ Западно-Таркосалинского газового промысла ООО «Газпром добыча Ноябрьск».....</b>	<b>107</b>
<b>ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Акт о внедрении материалов диссертационного исследования .....</b>	<b>116</b>
<b>ПРИЛОЖЕНИЕ В. Методика расчета допустимого количества и качества попутного нефтяного газа, поступающего на УКПГ совместно с газом сеноманского яруса .....</b>	<b>118</b>

## **ВВЕДЕНИЕ**

### **Актуальность темы исследования**

Интенсификация производства нефтегазового комплекса достигается как за счет приема на подготовку попутного нефтяного газа сторонних недропользователей и подачу в магистральный газопровод газа в соответствии с техническими условиями, так и за счет проводимой реконструкции аппаратов, а также разработки новых технологий, влияющих на технологический процесс подготовки товарного газа [78]. Подготовленный газ для дальнейшего транспорта должен соответствовать требованиям и нормам СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия» [87].

В связи с этим, современные технологии должны обеспечивать энергоэффективность в подготовке углеводородного сырья и должны исключать возможные загрязнения окружающей среды [100].

Основные проблемы, возникающие на поздней стадии разработки месторождений – это наличие конденсатной, пластовой воды и механических примесей, что приводит к значительному изменению диапазона технологических параметров работы входных сепараторов.

Отделение капельной жидкости из газожидкостного потока на сепарационном оборудовании, в условиях присутствия центробежных сил, имеет широкую область применения [52]. Таким образом, использование предложенных автором центробежных сепарационных элементов, рассчитанных на определенный диапазон работы, позволит выполнить доработку сепаратора без полной его замены на другой. При этом, необходимо учесть глубину подготовки газа на сепарационном оборудовании (эффективность работы сепаратора), которая влияет на допустимые объемы приема попутного нефтяного газа.

В связи со сложностью расчета разделения газожидкостного потока в сепараторах, а также определения эффективности работы сепарационного оборудования на разных технологических режимах, тема данной диссертации

является весьма актуальной и интересна с научной точки зрения и имеет большую практическую значимость при разработке и проектировании сепараторов.

### **Степень разработанности темы исследования**

Теорией процесса разделения газожидкостного потока в сепарационном оборудовании занимались многие ученые прошлого и современности, такие как М.Д. Розенберг, С.А. Кудрин, К.А. Ахмедов, А.И. Брусиловский, В.И. Селяков, Р.Д. Каневская, О.А. Лобанова, И.М. Индрупский и многие другие [75, 4, 10, 38, 54, 55, 56, 57].

Кроме того, были защищены диссертации с подобной тематикой следующих авторов: В.Р. Зубов, А.С. Маслов, Ю.Б. Салихов, М.О. Писарев, Н.Д. Мухаметова, Р.Ф. Ахметов, А.Н. Литра, В.А. Нестеров, Д.А. Рычков и некоторых других авторов [32].

По тематике сепарационных процессов существует большое разнообразие работ, но некоторые вопросы остались малоизученными и не описаны в полном объеме. К ним, например, относятся следующие проблемные вопросы [1, 2, 5, 24, 98]:

- рациональный выбор конструкции внутренних сепарационных элементов;
- разработка инженерных методик расчета эффективности процессов сепарации газа;
- степень эффективности сепарации при приеме попутного нефтяного газа;
- расчет допустимого объема, принимаемого попутного нефтяного газа.

### **Цель и задачи работы**

Целью диссертационной работы является повышение эффективности работы конструкции сепаратора и процессов разделения смеси природного и попутного нефтяного газа в условиях промысловой подготовки.

**Задачи исследования:**

1. На основе опыта использования существующих технологических и теоретических решений по разделению газожидкостной смеси на сепарационном оборудовании провести анализ и определить оптимальный вариант конструкции сепарационного оборудования, предложить новую более эффективную конструкцию сепаратора с целью использования в промышленной подготовке газа.

2. Для экспериментального определения эффективности предложенной конструкции сепаратора определить методику и оборудование измерения дисперсной фазы, уносимой с потоком газа.

3. Выполнить оценку сходимости расчетных результатов физико-математической модели интенсивности осаждения аэрозольных частиц с результатами, полученными в реальных экспериментальных условиях эксплуатации предлагаемой конструкции сепаратора. Разработать инженерную методику расчета эффективности работы сепаратора с учетом текущих технологических режимов.

4. Определить допустимый объем поставки попутного нефтяного газа, который не повлияет на качество подготовки товарного газа и не снизит эффективность работы предложенной конструкции сепаратора. Разработать ограничения по количеству принимаемого попутного нефтяного газа в смеси с природным газом при соответствии подготовленного газа требованиям СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия».

5. Выполнить расчет эффективности модели предложенной конструкции сепаратора и провести экспериментальные исследования сепарации попутного нефтяного газа в смеси с природным газом.

**Объект исследования:** конструкция сепаратора для очистки газа на установке комплексной подготовки газа в нефтегазовой промышленности, в частности при вовлечении доли попутного нефтяного газа в технологический процесс подготовки Сеноманского природного газа.

**Предмет исследования:** организация и технология очистки природного газа от жидкости, содержащую в своем составе долю тяжелых углеводородов.

### **Научная новизна результатов работы**

1. На основе анализа рабочих процессов, протекающих в сепараторах, разработана и предложена комбинированная конструкция сепаратора, обеспечивающая высокую эффективность работы аппарата в условиях подготовки газа с наличием тяжелых углеводородов.

2. Разработана инженерная методика расчета, позволяющая на основе полученных данных инструментальных замеров с достаточной точностью описывать режимы работы сепаратора при изменении термобарических условий, которая может использоваться при ведении технологического процесса подготовки газа на УКПГ.

3. Разработана методика определения допустимых объемов попутного нефтяного газа вовлекаемого в процесс подготовки природного газа.

### **Теоретическая и практическая значимость диссертационной работы**

1. На основе анализа рабочих процессов подготовки газа на существующем сепарационном оборудовании определены режимы работы с учетом сепарации смеси попутного нефтяного и природного газа.

2. Выполненные численные расчеты интенсивности турбулентного осаждения аэрозольных частиц данные достаточно хорошо и в целом соответствует экспериментальным данным.

3. При получении данных инструментальных замеров по определению эффективности работы сепаратора подтверждена работоспособность предлагаемой комбинированной конструкции сепаратора.

4. Получены новые знания о рабочих процессах и эксплуатационных характеристиках сепаратора при разных термобарических условиях с учетом состава подаваемой смеси газа.



5. При вовлечения ПНГ в процесс подготовки природного газа на УКПГ получен экономический эффект за счет увеличения общего объема товарного газа.

Практические результаты данной работы могут быть использованы для дальнейших исследований процессов подготовки углеводородного сырья, при разработке конструкторской документации, реконструкции сепарационного оборудования.

#### **Личный вклад соискателя**

Для сепарации природного газа в смеси с попутным нефтяным газом обосновано применение центробежных сепараторов.

Разработан и внедрен подход по определению эффективности работы сепаратора при изменяющихся режимах работы на основе математической модели Кобба-Дугласа.

Разработана методика расчета по ограничению количества принимаемого попутного нефтяного газа в смеси с природным газом.

Работа соответствует специальности 05.04.13 – Гидравлические машины и гидропневмоагрегаты п.2 паспорта «Методы расчета и физических экспериментов для создания и развития базы математического моделирования изучаемой закономерности».

## **Глава 1 ПРОБЛЕМЫ ОЧИСТКИ ГАЗА В ПРОМЫСЛОВЫХ УСЛОВИЯХ**

### **1.1 Технологические аспекты использования и утилизации попутного нефтяного газа**

Для успешного развития нефтегазовой промышленности необходимо придерживаться политики энергосбережения энергоресурсов на базе высокоэффективных технологий. С помощью более совершенных технологических процессов и оборудования достигается снижение основных затраты на добычу, подготовку и переработку углеводородного сырья [95, 96].

Известно, что производительность добычи углеводородной продукции существенно изменяется во времени. Это связано не только с падением или увеличением добычи углеводородного сырья, но и с изменением режимных параметров основного технологического оборудования (расход, давление, компонентный состав углеводородного сырья, соотношения жидкой и газовой фаз и т.д.).

#### **1.1.1 Получение попутного нефтяного газа**

Для того, чтобы нефть стала товарным продуктом при добычи на нефтяных месторождениях, нефть проходит технологический процесс подготовки в несколько этапов [13, 102].

В процессе подготовки (разгазирования) нефти из неё выделяется попутный нефтяной газ (ПНГ) [33, 38, 104]. Попутный нефтяной газ – это смесь углеводородных и неуглеводородных газов и паров, которые находятся в свободном и в растворенном состоянии, поступают совместно с нефтью из нефтедобывающих скважин на установку подготовки нефти (УПН) [84].

Разгазирование пластовой нефти происходит в сепараторах при определенных регулируемых давлениях и температурах (рисунок 1.1). Объем газа, который выделяется, в несколько раз превышает объем подготавливаемой на сепарационном оборудовании нефти [31, 106, 107]. Совместный транспорт и

хранение нефти и ПНГ является экономически невыгодным, так как потребовались бы огромные емкости и трубопроводы большого диаметра.



Рисунок 1.1 – Сепараторы на установке подготовки нефти

Для подготовки и стабилизации нефти на УПН используют многоступенчатую сепарацию [16, 49, 62, 83]. Количество этапов сепарации зависит от физико-химических свойств добываемой нефти, компонентного состава, пластового давления и температуры флюида, а также других требований, предъявляемых к товарной нефти [21]. С помощью регулирования рабочих параметров (давление, температура) на разных ступенях сепарации (1-я ступень, 2-я ступень и т.д.) создаются условия для более полного отделения газа от нефти. Показатели давления на ступенях сепарации зависят от многих факторов, которые учитываются при разработке месторождения. От объёма добываемой и подготавливаемой нефти зависит количество работающих сепараторов [80]. После сепарационной подготовки попутный нефтяной газ проходит комплексную подготовку: удаление механических примесей, осушку, сероочистку, отбензинивание (извлечение жидких углеводородов  $C_{3+}$  выше), удаление негорючих компонентов газа (азот, двуокись углерода), охлаждение, компримирование.

Для применения попутного нефтяного газа, который содержит сероводород, одним из обязательных требований является проведение сероочистки с удалением сероводорода и его соединений. Присутствие сероводорода в газе вызывает химическую коррозию металлических труб, по которому транспортируется газ.

Нерентабельным считается использование попутного нефтяного газа с высоким содержанием азота, который влияет на теплотворную способность газа. Для этих нефтяных месторождений рекомендуется выводить объемы ПНГ за балансовый учет.

Стоит учесть тот факт, что размер штрафных санкций за утилизацию попутного нефтяного газа при сжигании сравним с капиталовложением в строительство газопроводов, дожимных компрессорных станций и других энергетических объектов [10, 34, 37, 89]. В России с введением жестких санкций, вопрос об утилизации попутного газа на факелах решен окончательно. При этом срабатывают не только экономические санкции, но и поддержание репутации нефтедобывающих компаний [45, 50, 99].

### **1.1.2 Варианты использования попутного нефтяного газа**

Использование ПНГ обычно осуществляется в двух основных направлениях: транспортировка на газоперерабатывающий завод с целью получения продуктов газохимии, или для дальнейшей подготовки у сторонних недропользователей и использование в пределах месторождения - выработка энергоносителя (топливо для котельных, топливо для электростанций и т.д.). Основные варианты утилизации и использования попутного нефтяного газа представлены в таблице 1.1 [44, 72, 85].

Таблица 1.1 – Варианты использования ПНГ

<b>Направление использования</b>	<b>Вариант</b>
1. Закачка газа на хранение	1. Закачка в подземное хранилище газа 2. Организация водогазового воздействия 3. Организация газового воздействия 4. Организация термоводогазового воздействия
2. Подготовка и транспортировка газа	5. Транспорт газа на газоперерабатывающий завод
3. Переработка газа	6. Переработка с получением СОГ, ШФЛУ (СОГ, СПБТ, СГБ)
4. Транспортировка в агрегатных состояниях	7. Сжижение газа с получением СПГ, ШФЛУ (СПГ, СПБТ, СГБ) 8. Перевод и транспортировка в газогидратной форме
5. Газохимия	9. Получение метанола 10. Получение синтетических жидких углеводородов (технология GTL)
6. Выработка электроэнергии	11. Выработка электроэнергии на автономных электростанциях
7. Выработка тепловой энергии	12. Выработка тепловой энергии на котельных, печах
8. Выработка механической энергии	13. Выработка механической энергии для привода динамического оборудования

Вариант 1. Данный вариант использования ПНГ подразумевает закачку газа на временное хранение в пласт (подземное хранилище).

Варианты 2 – 4. Нефтяной газ на месторождениях применяют для поддержания пластового давления и увеличения нефтеотдачи пласта [8].

Вариант 5. Подразумевает транспортировку на близлежащий газоперерабатывающий завод. Отрицательной стороной является ограничение расстояния транспортировки газа.

Вариант 6. Предусматривает строительство небольших газоперерабатывающих заводов и обеспечение производства собственными целевыми продуктами газопереработки, такими как:

- сухой отбензиненный газ, сдаваемого в магистральный газопровод,
- широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ),
- смесь пропан-бутановая техническая (СПБТ),
- стабильный газовый бензин (СГБ).

Вариант 7. Этот вариант подразумевает переработку и сжижение газа с получением сжиженного природного газа на месторождении, транспортируемого в сжиженном состоянии на газоперерабатывающий завод [31, 86, 93].

Вариант 8. Данный вариант подразумевает перевод ПНГ в газогидратное состояние для последующей регазификации, осушки и сдачи потребителю.

Вариант 9. Подразумевает газохимическую переработку ПНГ с получением метанола, транспортируемого до потребителя по железной дороге. Получение метанола является одной из самых простых отработанных практикой газохимических технологий [42]. Метанол является востребованным продуктом и используется как ингибитор гидратообразования, а также для химических производств (получение смол, пластмасс и т.д.).

Вариант 10. Технология GTL («Gas To Liquids», GTL) представляет собой процессы синтетического преобразования природного газа в жидкие углеводороды и производства моторного топлива, включая бензин, дизельное топливо и масла [39, 40]. Обычно GTL-процесс рассчитан на утилизацию метана, но также может быть реализован и для углеводородных фракций  $C_3 - C_4$  и выше.

Вариант 11 – 13. Попутный нефтяной газ может использоваться на месте добычи в качестве топлива для выработки энергии. В качестве энергоресурса ПНГ может использоваться как до, так и после переработки [77].

Использование ПНГ на промыслах в качестве энергоресурса позволяет:

- получать дополнительную прибыль от реализации электроэнергии;
- частично избежать утилизации ПНГ путем сжигания его на факелах;

- уменьшить затраты на энергоресурсы и тем самым повысить эффективность производства конечной продукции;

- сократить протяженность (вплоть до полной ликвидации) коррозионно-опасных коммуникаций, к которым относятся внешние газосборные сети.

С целью определения оптимального варианта использования ПНГ воспользуемся методом анализа иерархий. Данный метод оценки получил широкое распространение и активно применяется повсеместно для выбора и сравнения значимости того или иного критерия [23].

Для чего построим иерархию выбора использования ПНГ по значимым критериям: капитальные затраты, ограничения применения технологии, освоенность технологии (мировой опыт), рынок потребителей. Иерархия выбора представлена на рисунке 1.2.

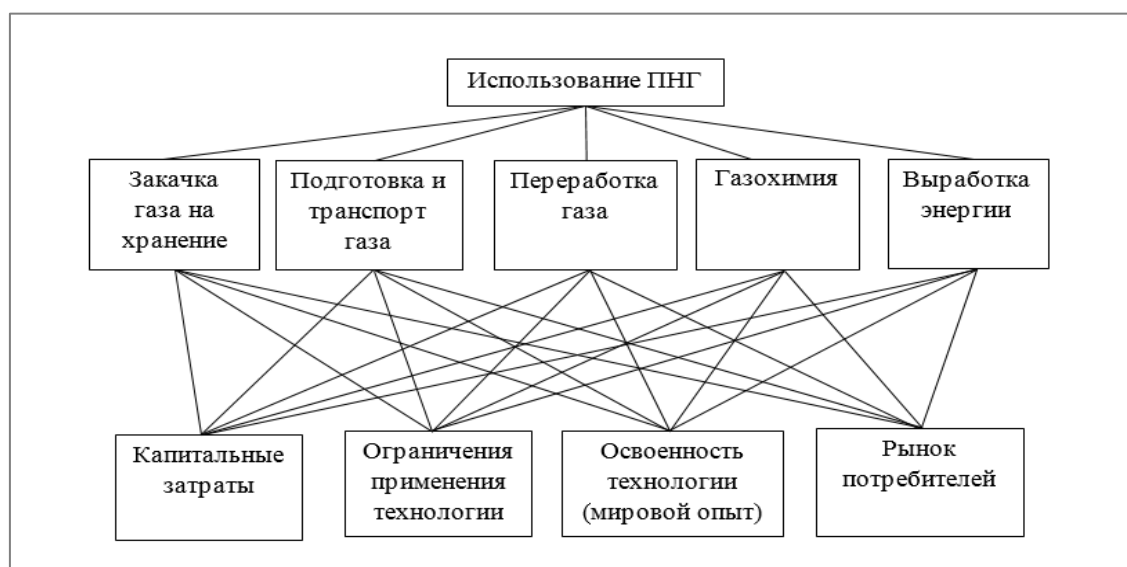


Рисунок 1.2 – Иерархия выбора использования ПНГ

Путем проведения попарного сравнения критериев выбора варианта использования ПНГ формируется соответствующая матрица на базе четырёхбалльной шкалы. В результате расчета определены оптимальные варианты использования ПНГ с лучшими технико-экономическими показателями, которые представлены в таблице 1.2.

Таблица 1.2 – Расчет приоритетности использования ПНГ по всем критериям

Использование ПНГ	Капитальные затраты	Ограничения применения технологии	Освоенность технологии (мировой опыт)	Рынок потребителей	Итоговая оценка коэффициентов значимости и общий приоритет для каждого подхода
	<b>0,519</b>	<b>0,162</b>	<b>0,281</b>	<b>0,038</b>	значение
Закачка газа на хранение	0,448	0,360	0,135	0,248	<b>0,34</b>
Подготовка и транспорт газа	0,275	0,199	0,073	0,124	<b>0,26</b>
Переработка газа	0,048	0,160	0,122	0,085	<b>0,09</b>
Газохимия	0,040	0,039	0,472	0,209	<b>0,17</b>
Выработка энергии	0,189	0,101	0,078	0,081	<b>0,14</b>

В результате анализа итоговой оценки коэффициентов значимости по критериям использования ПНГ приоритетным является закачка газа на хранение, а также подготовка и транспорт газа (коэффициент значимости 0,34 и 0,26 соответственно). Стоит отметить, что допустимый объем поставки ПНГ для дальнейшей подготовки и транспорта определяется по параметрам подготовленного товарного газа при сдаче в магистральный газопровод.

### 1.1.3 Техническая возможность утилизации ПНГ

Для того, чтобы определить способ утилизации попутного нефтяного газа на нефтяных промыслах, необходимо выполнить оценку где использовать ПНГ в промышленных условиях в соответствии с технической возможностью существующих технологий и оборудования. Также огромное значение имеет характеристика перерабатывающих мощностей на месторождениях других компаний, осуществляющие свою деятельность в регионе присутствия.

С целью подбора оборудования и выбора технологии для утилизации ПНГ учитывается следующее:

- опыт применения в России;
- нормативные требования к технологии;



- инвестиционное планирование;
- требования к основному технологическому оборудованию;
- операционные затраты.

В связи с неравномерной добычей нефти во времени (максимальная добыча в течение нескольких лет, а затем устойчивое снижение объемов добычи представлено на рисунке 1.3) необходимо учитывать динамику загрузки основного технологического оборудования при получении и утилизации попутного нефтяного газа [20, 33].

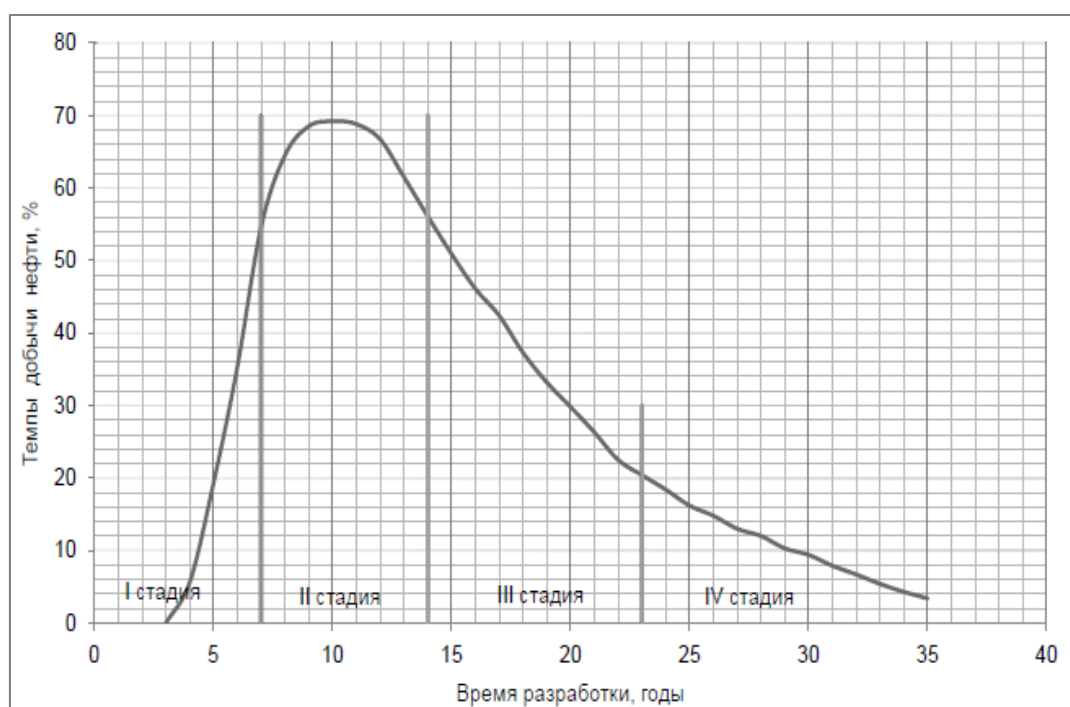


Рисунок 1.3 – Стадии разработки эксплуатационного объекта

Также выбор варианта утилизации или использования ПНГ обосновывается лицензионном соглашением, приоритетом которого является достичь максимальный уровень утилизации. Как вариант, максимальный уровень может быть достигнут при вовлечении попутного нефтяного газа в смеси с природным газом на установках комплексной подготовки газа (УКПГ) по общей блок-схеме, представленной на рисунке 1.4. Допустимый объем поставки ПНГ для дальнейшей подготовки и транспорта определяется глубиной подготовки ПНГ.

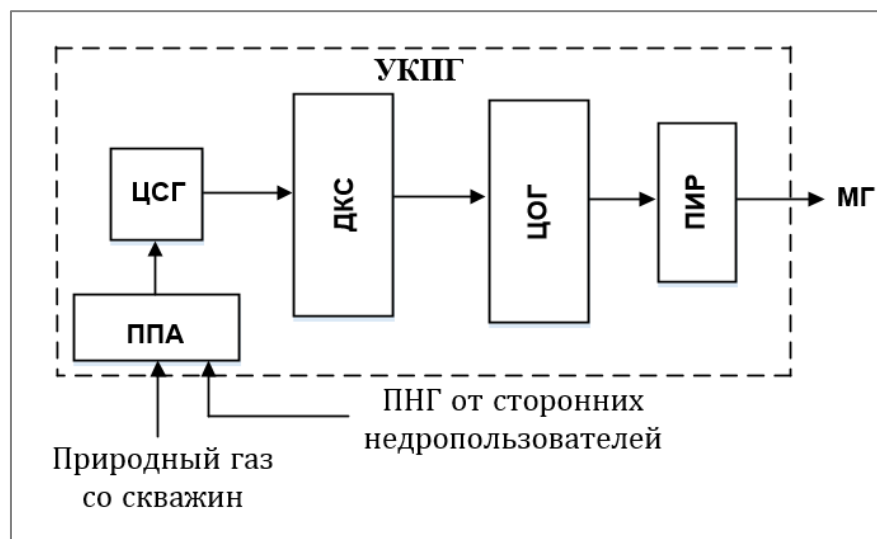


Рисунок 1.4 – Блок-схема подготовки смеси газа на УКПГ:

ППА – пункт переключающей арматуры; ЦСГ – цех сепарации газа; ДКС – дожимная компрессорная станция; ЦОГ – цех осушки газа; ПИР – пункт измерения расхода газа; МГ – магистральный газопровод.

## 1.2 Процессы и аппараты для разделения газожидкостных смесей

Для удаления жидкости и механических примесей на установках комплексной подготовки газа (УКПГ) применяется сепарационное оборудование [24, 25, 103]. При незначительных изменениях технологических параметров (давление, расход), которые установлены при проектировании оборудования, эксплуатируемое сепарационное оборудование эффективно разделяет газожидкостной поток. Установлено что, эффективность сепарационного оборудования заметно снижается при увеличении отклонений технологических параметров [60].

В нефтегазовой промышленности существует достаточное количество различных типов конструкций сепараторов, которые обеспечивают разделение газожидкостной смеси, но при этом не решают проблему в целом [28, 46, 59, 82].

### 1.2.1 Классификация сепарационного оборудования

Сепараторы являются головным элементом технологических схем при промышленной подготовке газа.

По конструктивным и функциональным признакам сепараторы можно классифицировать по [9]:

- месту в технологической схеме (входные, промежуточные, концевые).
- принципу разделения газожидкостного потока (гравитационные, инерционные (центробежные, жалюзийные, сетчатые, насыпные и др.).
- по количеству сепарируемых фаз (двухфазные, трехфазные).

В промышленной практике по своей конструкции и характеру действующих сил в основном используются следующие типы сепараторов: центробежный, гравитационный, жалюзийный (инерционный) [18, 53].

В конструкциях центробежных сепараторов за счет применения центробежных элементов и действия центробежных сил из газожидкостного потока отделяются капли жидкости диаметром более 5-15 мкм. При этом эффективность центробежных сепараторов колеблется от 90 до 99,7 [46, 47, 48, 52, 64].

В конструкциях гравитационных сепараторов осаждение аэрозольных частиц происходит за счет действия гравитационных сил. Эффективность разделения газожидкостного потока в гравитационных сепараторах зависит от скорости самого потока в сепараторе и размера аэрозольных частиц [51]. По данным источникам информации указано, что эффективность работы данных сепараторов находится в пределах 70-85% [7, 26, 76].

Разделение газожидкостной смеси в инерционных сепараторах происходит за счет действия преимущественно сил инерции, которые выражены в основном центробежными силами. Эффективность инерционных сепараторов определяется в основном конструкцией установленной насадки, а также расположением ее в корпусе сепаратора и может достигать 99,5-99,9% при скоростях газа в 3-7 раз выше скорости газа в гравитационных сепараторах. За счет большой поверхности контакта газожидкостного потока с сепарирующими элементами сохраняется высокая эффективность насадочных сепараторов [81].

### 1.3 Выбор конструкции сепаратора

Представление о характере движения газожидкостного потока в сепараторе имеет большое значение для расчета и проектирования сепарационного оборудования, это дает возможность оптимизировать гидродинамические процессы в аппаратах [27, 67, 97].

При выборе конструкции сепарационного оборудования рассматриваются и принимаются к вниманию технико-экономические показатели объектов эксплуатации и процессов их функционирования, а также габаритно-массовые характеристики производственного оборудования [66].

С целью принятия решения по выбору типа сепаратора предлагается применить «Метод анализа иерархий» [79]. Технология данного метода базируется на иерархическом представлении элементов путем проведения попарного сравнения характеристик типов сепараторов. В результате его применения формируется соответствующая матрица на базе пятибалльной шкалы, а затем глобальные приоритеты для каждого из типов сравниваемых сепараторов, и проводится процедура выбора лучшего варианта.

В результате определяется тип сепаратора с лучшими технико-экономическими показателями.

Применение метода анализа иерархий предполагается осуществить для трех типов рассматриваемых сепараторов: гравитационный, жалюзийный и прямоточный центробежный. Оценка и формирование матрицы производится по пяти параметрам: оптимальная производительность, средняя эффективность, рабочее давление, вес аппарата, удельные металлозатраты. Данные по сепараторам представлены в таблице 1.3. Иерархия выбора типа сепаратора по конструктивным признакам представлена на рисунке 1.5.

Таблица 1.3 – Сравнительная характеристика сепараторов

Тип сепаратора	Оптимальная производительность, млн. м <sup>3</sup> /сут	Средняя эффективность, %	Рабочее давление, МПа	Вес аппарата, т	Удельные металлозатраты т/млн.м <sup>3</sup>
	Q	K	P	m	Mt
Гравитационный	0,5	82-90	6,4	6,5	13
Жалюзийный	0,8-1	82-83	6,4	13,3	13,3
Прямоточный центробежный	6,5	88-98	6,4	5,5	6

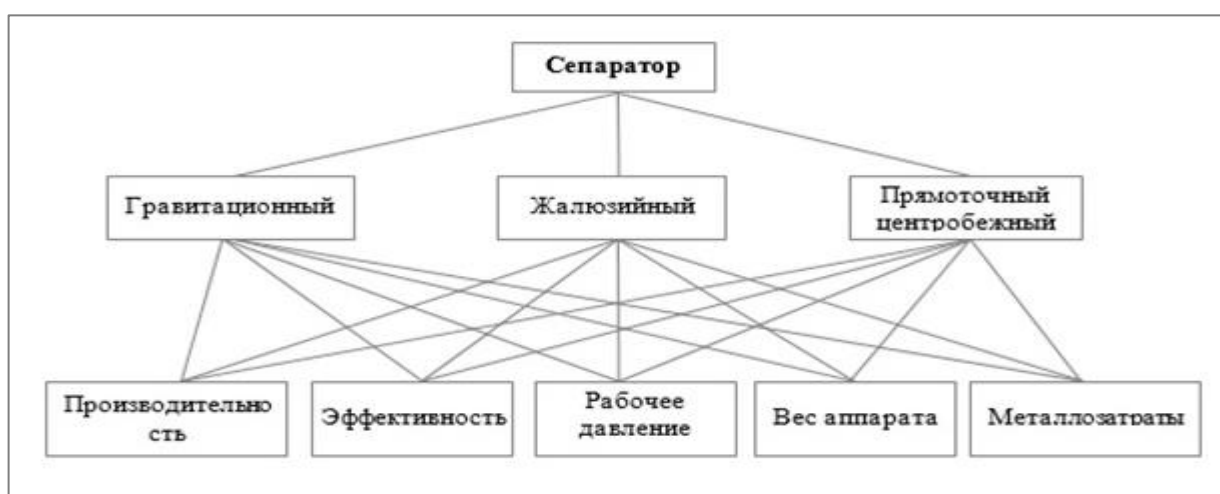


Рисунок 1.5 – Иерархия выбора типа сепаратора

Индексом однородности (ИС – индексом согласованности) или отношением однородности (ОС – отношением согласованности) экспертом оценивается согласованность суждения в соответствии со следующими формулами:

$$ИС = (\lambda_{\max} - n) / (n - 1) \quad (1.1)$$

$$ОС = ИС / ПСС \quad (1.2)$$

где ПСС – показатель случайной согласованности. Данный показатель определяется теоретически для случая и зависят от размера строящейся матрицы, как это представлено в таблице 1.4.

Таблица 1.4 – Значения показателя случайной согласованности

n	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
ПСС	0	0	0,58	0,9	1,12	1,24	1,32	1,41	1,45	1,49	1,51

При  $OC > 0.1$  – данное выражение указывает на нарушение логики при расстановке приоритетов. Эксперту необходимо пересмотреть данные построения матрицы для улучшения однородности. В качестве допустимого используется значение  $OC \leq 0.1$ .

Для получения матрицы (таблицы) по девятибалльной шкале размера (n x n) проведем попарное сравнение критериев по важности. Далее система парных сведений сводится к результату, который может быть представлен в виде обратно симметричной матрицы. А элементы интенсивности оцениваются по шкале интенсивности от 1 до 9 и имеют следующий смысл при:

- равной важности – устанавливается значение 1;
- умеренном превосходстве – устанавливается значение 3;
- значительном превосходстве – устанавливается значение 5;
- сильном превосходстве – устанавливается значение 7;
- очень сильном превосходстве – устанавливается значение 9;
- в промежуточных случаях ставятся четные значения: 2, 4, 6, 8 (например, 4 – между умеренным и значительным превосходством).

Первоначально построена по критериям и элементам интенсивности матрица сравнения и рассчитаны значения приоритетов критериев сепараторов (Таблица 1.5).

Таблица 1.5 – Матрица сравнения и рассчитанные значения приоритетов критериев

	Q	K	P	m	Mt	Средние геометрические	Нормализованный вектор приоритетов (НВП) – Вес критерия	
<b>Q</b>	<b>1</b>	7	9	3	3	3,554	0,476	
<b>K</b>	1/7	<b>1</b>	3	1/7	1/5	0,415	0,055	
<b>P</b>	1/9	1/3	<b>1</b>	1/3	1/7	0,281	0,038	
<b>m</b>	1/3	7	3	<b>1</b>	1/3	1,185	0,159	
<b>Mt</b>	1/3	5	7	3	<b>1</b>	2,036	0,273	
<b>ИТОГО</b>						7,471	1,000	
$\lambda_{\max}$	5,37							
<b>ИС</b>	0,092							
<b>ПСС</b>	1,12							
<b>ОС</b>	<b>0,08</b>							

Далее экспертом выполняется расчет приоритетности типа сепаратора и сравниваются значимости типов сепараторов по каждому критерию согласования. Результаты расчета по всем критериям представлены в таблице 1.6.

Таблица 1.6 – Расчет приоритетности типа сепаратора по всем критериям

	Q	K	P	m	Mt	Итоговая оценка коэффициентов значимости и общий приоритет для каждого подхода		
	<b>0,476</b>	<b>0,055</b>	<b>0,038</b>	<b>0,159</b>	<b>0,273</b>		значение	
<b>гравитационный</b>	0,058	0,188	0,413	1,101	0,188	<b>сумма</b>	<b>0,27</b>	
<b>жалюзийный</b>	0,207	0,081	0,327	0,094	0,081		<b>0,15</b>	
<b>центробежный</b>	0,735	0,731	0,260	0,627	0,731		<b>0,58</b>	
<b>ИС</b>	0,059	0,032	0,027	0,043	0,032		<b>1,0</b>	
<b>ОИС</b>	0,05							
<b>ПСС</b>	0,58							
<b>ООС</b>	0,08							

Максимальное значение итоговой оценки коэффициентов значимости в результате проведенного анализа получено для сепараторов центробежного типа

(коэффициент значимости 0,58). Это указывает на значительное преимущество центробежного сепаратора перед гравитационным и жалюзийным.

## 1.4 Конструктивные особенности современных сепараторов

### 1.4.1 Конструкция сепаратора АО «ЦКБН»

В 1951 году создано Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры (ЦКБН). Это позволило в условиях санкций и на волне ускорения темпов развития нефтяной промышленности наладить централизованное обеспечение всех заводов рабочими чертежами, нормативами и техническими условиями для изготовления нефтегазопромыслового оборудования [19, 73].

На рисунке 1.6 представлен газовый сепаратор ГПР2426.01 разработки АО «ЦКБН», внутри которого расположена группа минициклонов ГПР 2130.01-01 (74 шт.) и тарелка с фильтрующими патронами ГПР 2398.04 (162 шт.).

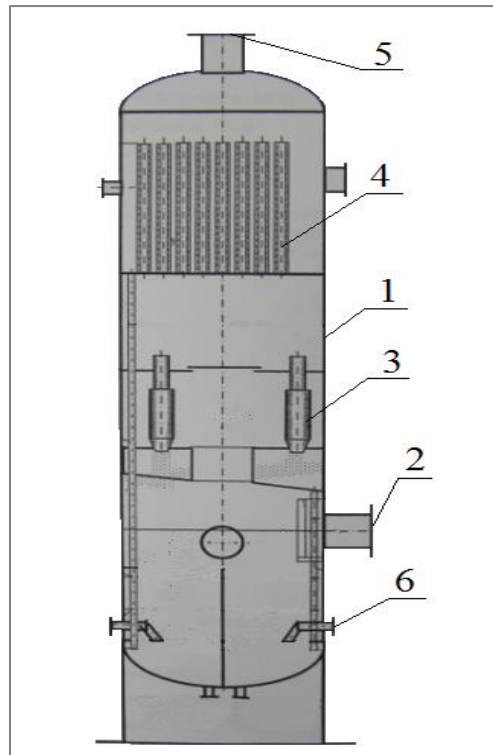


Рисунок 1.6 – Сепаратор конструкции ДООАО «ЦКБН»:

1 – корпус сепаратора; 2 – вход газа; 3 – минициклоны; 4 – фильтрующие элементы; 5 – выход очищенного газа; 6 – выход сепарационной жидкости



Газ, содержащий жидкость и механические примеси, подается в узел предварительной очистки. Затем газ проходит в секцию очистки, в которой установлены минициклоны. В минициклонах за счет действия центробежных сил происходит отделение из потока газа более тяжелых частиц, которые направляются под действием потока газа и собственной тяжестью в коническую часть минициклона и далее собираются в кубовой части сепаратора [43].

Газ, частично очищенный от жидкости и мехпримесей далее направляется к тарелке с установленными фильтрующими элементами, где происходит окончательная очистка газа. Уловленная секцией фильтрующих элементов жидкость отводится в кубовую часть аппарата через сливной трубу.

Кубовая часть сепаратора разделена на 2 отсека: в первый отсек сливается жидкость и мехпримеси, уловленные узлом входа и секцией очистки (минициклонами), во второй отсек – жидкость с секции фильтрующих элементов. Собранная в нижней части аппарата отсепарированная жидкость и мехпримеси отводятся из аппарата в систему дренажа.

#### **1.4.2 Конструкция сепаратора ООО ИВЦ «Инжехим»**

Сепаратор с внутренними сепарационными элементами компании ООО ИВЦ «Инжехим» представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат (рисунок 1.7), в котором размещаются внутренние устройства материального исполнения AISI 304 (аналог стали 08X18H9): распределитель газожидкостного потока, каплеуловители прямоточные с центробежными элементами, каплеуловители прямоточные с центробежными и фильтр-коалесцирующими элементами.

Для очистки от механических примесей и жидкости газожидкостной поток подается на распределитель потока, который состоит из цилиндрической несущей конструкции и закрепленных на ней блоков. При прохождении газожидкостного потока через насадочные блоки распределителя потока сепарируются капли жидкости и выпадают в кубовую часть сепаратора вместе с механическими примесями. За счет значительного снижения скорости газового потока на выходе

из распределителя потока, что обусловлено большой площадью его внешней поверхности, предотвращается вторичный унос аэрозольных частиц [68].

Газ, содержащий остаточное количество жидкости, поступает на каплеуловитель прямоточный с центробежными элементами с функцией промывки, установленный на опорном кольце аппарата. На опорном полотне устройства накапливается уловленная из очищаемого потока жидкость и за счет предусмотренных на тарелке переливных планок устанавливается уровень, который обеспечивает равномерную подачу этой жидкости на каждый прямоточный элемент каплеуловителя. Таким образом, организуется постоянная циркуляция жидкости внутри устройства с производительностью около 3 м<sup>3</sup>/ч.

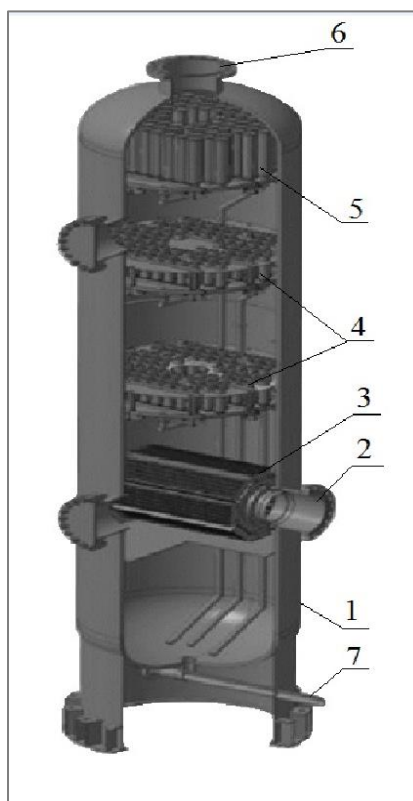


Рисунок 1.7 – Сепаратор конструкции ООО ИВЦ «Инжехим»:

1 – корпус сепаратора; 2 – вход газа; 3 – распределитель газожидкостного потока; 4 – каплеуловитель прямоточный с центробежными элементами; 5 – каплеуловитель прямоточный с фильтр-коалесцирующими элементами; 6 – выход очищенного газа; 7 – выход сепарационной жидкости

Избыток жидкости, возникающий при работе каплеуловителя, отводится в кубовую часть аппарата через сливной коллектор. Многократная циркуляция

промывочной жидкости в пределах каплеуловителя позволяет существенно снизить содержание механических примесей и минеральных солей в очищаемом газе даже при малых удельных расходах промывочной жидкости, что, в свою очередь, приводит к увеличению ресурса работы сепарационных элементов вышестоящих ступеней сепарации.

Основная очистка газа осуществляется на следующей ступени сепарации, оборудованной каплеуловителями прямоточными с фильтр-коалесцирующими элементами. Дисперсные частицы, попадая в слой фильтрующих материалов, укрупняются (коалесцируют). При низких нагрузках по газовой фазе жидкость задерживается в фильтрующем слое коалесцирующих элементов, за счет действия сил гравитации и капиллярных сил стекают в нижнюю часть фильтр-патронов и дренируется через сливные парубки и коллектор сбора жидкости в кубовую часть аппарата. При повышении скорости газа происходит срыв уловленной жидкости с внутренней поверхности фильтрующего слоя и вынос укрупненных капель жидкости из коалесцирующих элементов, которые далее улавливаются прямоточными циклонами.

Ресурс внутренних устройств сепараторов соответствует жизненному циклу блока в целом, за исключением фильтр-коалесцирующих элементов, которые подлежат замене при достижении предельного гидравлического сопротивления. Ресурс фильтр-элементов зависит от содержания в исходном потоке механических примесей и веществ, склонных к налипанию.

### **1.4.3 Конструкция сепаратора «Sulzer Chemtech»**

Для разделения газожидкостной смеси компанией Sulzer Chemtech представлены различные конструктивные решения внутреннего устройства сепараторов, а именно, сетчатые каплеотбойники, комбинированные сепарационные устройства, пластинчатые каплеотбойники, каплеотбойники с коллектором, мультикассетные сетчатые сепараторы, устройства ввода [11, 14].

Представленный на рисунке 1.8 сепаратор в комбинации с пластинчатым каплеотбойником Schoerpentoeter, с вихревыми сепарационными элементами Shell

Swirltube и каплеуловители жидкости MKS Multi Cassette, обеспечивает очень высокую эффективность сепарации при высоких газовых нагрузках.

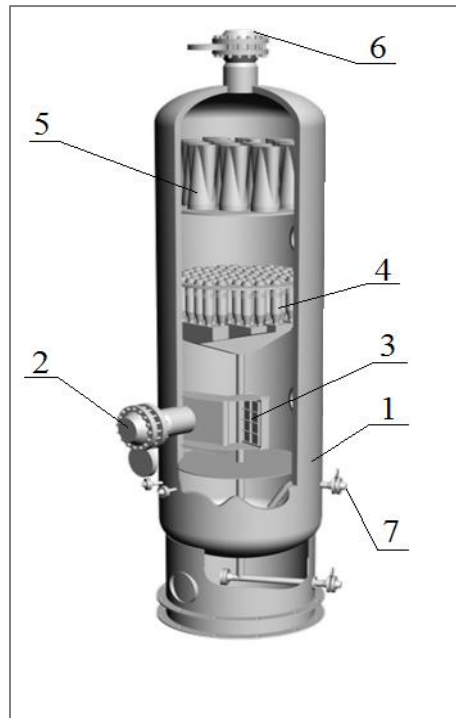


Рисунок 1.8 – Сепаратор конструкции «Sulzer Chemtech»:

1 – корпус сепаратора; 2 – вход газа; 3 – распределитель газожидкостного потока (пластинчатый каплеотбойник Schoerentoeter); 4 – вихревые сепарационные элементы Shell Swirltube; 5 – каплеуловители жидкости MKS Multi Cassette; 6 – выход очищенного газа; 7 – выход сепарационной жидкости

Газожидкостная смесь подается на распределитель газожидкостного потока Schoerentoeter, где из-за изменения направления потока и под действием центробежной силы капли жидкости отделяются от газа и скапливаются на плоскости пластин. Пленка жидкости, которая обрезывается на пластинах, накапливается и дренируется в кубовую часть аппарата.

После пластинчатого каплеотбойника поток газа с дисперсным содержанием капель жидкости поступает на тарелку с установленными на ней вихревыми сепарационными элементами Shell Swirltube, где за счет использования статического завихрителя происходит закручивание газового потока. В результате чего капли под действием центробежных сил ускоряются и направляются на

поверхность сепарационного элемента, на которой они соединяются (укрупняются) друг с другом и отводятся в кубовую часть сепаратора.

Окончательная очистка газа от капельной влаги происходит на сепарационных устройствах MKS Multi Cassette. Данное устройство предназначено для достижения высокой эффективности сепарации тонкодисперсных газожидкостных потоков, при сохранении высокой производительности и оптимальных затратах. За счет применения в конструкции проволочной сетки происходит эффективное отделение мелкодисперсных капель, которые собираются на поддоне каждой кассеты и удаляются через систему переливных трубок в кубовую часть сепаратора.

### **1.5 Конструкция предложенного сепаратора**

Работа УКПГ на заключительных стадиях разработки месторождений обусловлена рядом особенностей, связанных с состоянием пласта и пластовой продукцией:

1. Повышенное содержания пластовой воды;
2. Повышенная скорость движения продукта.

Также при высоком содержании углеводородной жидкости (тяжелых углеводородов) нарушается неразрывность жидкостного потока по сепаратору, что приводит к снижению эффективности сепарации. Эти факторы зачастую являются причиной высокого содержания капельной жидкости на выходе с сепаратора, что создает дополнительную нагрузку на систему осушки.

Для снижения влияния перечисленных явлений и обеспечения высокого качества предварительной очистки газа автором предложена комбинированная конструкция сепаратора, в состав которой входят три основных узла: узел входа потока, узел сепарации и узел доулавливания. За основу внутренней оснастки сепаратора взято оборудование компании ООО ИВЦ «Инжехим». Общий вид сепаратора представлен на рисунке 1.9.

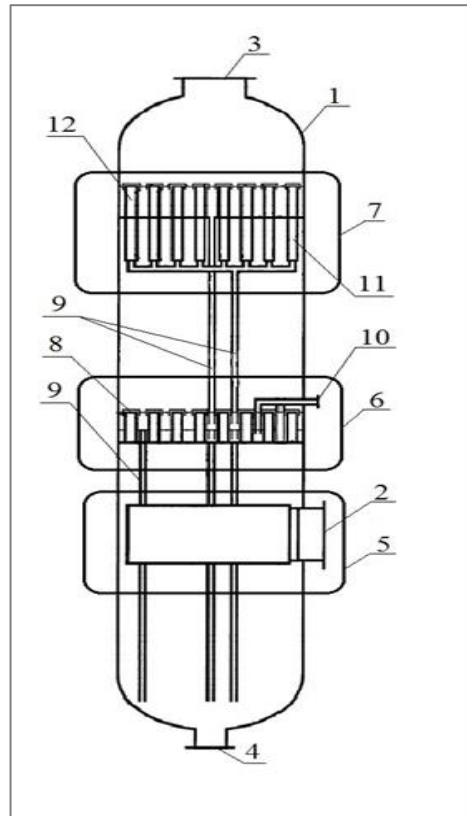


Рисунок 1.9 – Газовый сепаратор, оснащенный внутренними сепарационными элементами и узлом входа:

1 – корпус сепаратора; 2 – вход неочищенного газа; 3 – выход очищенного газа; 4 – выход жидкости; 5 – узел входа газа; 6 – узел сепарации газа; 7 – узел доулавливания; 8 – сепарационные прямоточные элементы; 9 – коллектор для отвода жидкости; 10 – трубопровод подачи промывочной жидкости; 11 – коалесцирующие элементы; 12 – сепарационные элементы.

Сепаратор для подготовки газа и очистки от капельной жидкости и механических примесей содержит корпус 1 с патрубками входа неочищенного газа 2, выхода очищенного газа 3 и выхода жидкости 4. В корпусе 1 на трубке входа подготавливаемого газа 2 расположен узел входа газа 5. Над узлом входа 5 установлен узел сепарации газа 6 – тарелка с прямоточными центробежными элементами 8. Над узлом сепарации 6 расположен узел доулавливания 7 – тарелка с коалесцирующими 11 и сепарационными элементами 12.

Работа сепаратора заключается в следующем.

Газожидкостной поток поступает в аппарат через узел входа потока 5,

установленный на входном патрубке 2. Узел входа 5 состоит из цилиндрической несущей конструкции, с закрепленной на ней блоков нерегулярной насадки. При прохождении газожидкостного потока через насадочные блоки на ее элементах сепарируются капли жидкости. Вторичный унос капель предотвращается за счет значительного снижения скорости газового потока на выходе из узла входа 5, что обусловлено большой площадью его внешней поверхности. Сепарированная жидкость свободно стекает в куб сепаратора.

Далее газ, содержащий остаточное количество жидкости, поступает на узел сепарации газа 6. Данный узел представляется собой опорное полотно (тарелку) с закрепленными на нем сепарационными прямоточными элементами 8, коллектор для отвода уловленной жидкости 9, трубопровод подачи промывочной жидкости 10, с помощью которого обеспечивается снижение минерализации жидкости, приходящей с очищаемым газом. В данном случае подача промывочной жидкости исключена, т.к. содержание тяжелых углеводородов во входном потоке газа высоко и подача водной фазы (промывочной жидкости) приводит к дополнительному насыщению очищаемого газа влагой. Без подачи жидкости извне промывка на узле сепарации происходит жидкостью, содержащейся в очищаемом газе, без смещения равновесного состава потока. Уловленная жидкость с узла сепарации 6 отводится в кубовую часть аппарата.

Затем газ для коагуляции и улавливания мелкодисперсной жидкости поступает в узел доулавливания 7 аппарата, где жидкость задерживается в фильтрующем слое коалесцирующих элементов 11, за счет действия сил гравитации и капиллярных сил стекают в нижнюю часть элементов и дренируется через сливные парубки и коллектор отвода жидкости 9 в кубовую часть аппарата. При увеличении скорости потока газа происходит срыв и вынос укрупненных капель из коалесцирующих элементов 11, которые улавливаются далее сепарационными элементами 12. Отделение жидкости в сепарационных элементах 12 происходит за счет центробежных сил. Уловленная жидкость стекает через коллектор отвода жидкости 9 в кубовую часть аппарата. С кубовой части аппарата

жидкость выводится через патрубок 4. Очищенный газовый поток выводится из сепаратора через выходной патрубок 3.

Таким образом, данная конструкция сепаратора позволит эффективно очищать природный газ в смеси с попутным нефтяным газом от жидких сред.

### **Выводы**

1. Для определения доли вовлечения попутного нефтяного газа в смеси с природным газом на установку комплексной подготовки газа необходимо провести исследования влияния на работу сепарационного оборудования и определить допустимое содержание ПНГ. При выборе конструкции центробежного сепаратора стоит отметить тот факт, что в промышленных условиях при подготовке попутного нефтяного газа в смеси с природным газом к транспорту необходимо учитывать влияние тяжелых углеводородов на эффективную работу внутренних сепарационных элементов [41].

2. По итогу проведенного анализа установлено, что в настоящее время выпускается огромное количество разнообразных сепараторов, которые отличаются как по функциональным, так и по конструктивным признакам [12]. Производители сепарационного оборудования в паспортах на аппарат не указывают расходные характеристики, при которых будет достигаться наивысшая эффективность работы сепараторов. Это затрудняет спрогнозировать эффективность работы сепараторов при постоянно меняющихся термобарических условиях.

3. Из представленного разнообразия конструкций современных центробежных сепараторов можно выделить следующее:

- эффективность сепараторов центробежного типа в производстве на сегодняшний день еще недостаточно высока;
- для модернизации существующих сепараторов требуется лишь замена внутренних элементов, которые могут обеспечить устойчивую работу аппаратов в промышленных условиях при падающей добычи газа;



- монтаж внутренних элементов осуществляется на месте эксплуатации оборудования без организации огневых работ.

Установлено, что эффективность центробежного сепаратора зависит не только от компоновки и качества сборки, но и от характера применяемой трубопроводной обвязки и технологических факторов процесса сепарации [35].

Для устранения вышеизложенных недостатков в центробежных сепараторах в решении задач промышленной подготовки газа автором предложено новое компоновочное решение конструкции сепаратора.

## **Глава 2 МЕТОДЫ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ИЗМЕРЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ СЕПАРАЦИОННОГО ОБРУДОВАНИЯ**

Наличие дисперсной фазы (капельной жидкости) и ее количество в потоке газа показывает эффективность технологических аппаратов по очистке газа [29].

Для оценки эффективности работы сепаратора в первую очередь необходимо использовать экспериментальный метод с проведением инструментальных замеров, который достоверно дает значения при интегральном изменении термобарических условий. При этом определяют вес или объем отделившейся жидкости, которую отобрали из исследуемого потока газа.

### **2.1 Основные требования к эффективности технологического процесса сепарации газа**

В процессе сепарации газожидкостной смеси обеспечивается отделение от газа сконденсированной жидкой фазы и механических примесей. Эффективность данного процесса должна быть достаточной для дальнейшей подготовки товарного газа к транспорту [6, 15].

В условиях промышленной подготовки газа показатель эффективности сепарации  $\varphi_c$  принят как отношение концентрации в газе отсепарированной жидкости  $k_{oc}$  к концентрации жидкости в газовом потоке, входящем в сепаратор  $k_{вх}$ , равной сумме концентраций отсепарированной жидкости  $k_{oc}$  и жидкости в выходящем из сепаратора газовом потоке  $k_{вых}$ :

$$\varphi_c = 100 k_{oc} / k_{вых} = 100 k_{oc} / (k_{oc} + k_{вх}) \quad (2.1)$$

Концентрация жидкости в газовом потоке для сепарационного оборудования обозначается в мг/ст. м<sup>3</sup>, или г/ст. тыс. м<sup>3</sup> газа [88].

На установках подготовки газа к транспорту эффективность сепарации  $\varphi_c$  должна быть не ниже 98,5 %, а концентрация капельной жидкости на выходе из сепаратора  $k_{вых}$  не должна быть выше 5 г/тыс. м<sup>3</sup>.

Для обеспечения указанных выше показателей концентрация жидкости в газовом потоке на входе в сепаратор не должна превышать  $k_{вх} \leq 200$  г/тыс. м<sup>3</sup>.

С целью оценки энергетической эффективности процесса сепарации регламентируется величина потери давления газового потока в сепараторе  $\Delta P$ . Величина потери давления сепараторах не должна превышать при штатных условиях эксплуатации  $\Delta P \leq 0,02$  МПа [69, 70]. В качестве альтернативного варианта допускается указывать безразмерный коэффициент гидравлического сопротивления  $\zeta$ , который используется в аэродинамическом расчете потери давления на сепараторе.

Повысить эффективности сепарации можно следующими способами:

- за счет установки секции доулавливания, которая состоит из элементов, улавливающих не осевшие в сепараторе мелкодисперсные капли жидкости,
- за счет образования и укрупнения капель в газовом потоке на входе в сепаратор.

Таким образом, на эффективность сепарации оказывают влияние процессы, которые происходят в подводящем трубопроводе и устройствах предварительной конденсации, а также в самом сепараторе.

## **2.2 Методы измерения дисперсной фазы, уносимой с потоком газа из сепарационного оборудования**

Измерения содержания капельной жидкости в газе возможно выполнять разными способами, исходя из поставленной задачи [17, 36]. При периодическом контроле все методы используют прямой способ определения количества жидкости пропусканием газа через фильтр-патрон, установленного внутри измерительного устройства. При этом необходимо отобрать пробу из потока газа с соблюдением условий изокINETичности (то есть условие равенства скоростей газа в исследуемом потоке и во входном сечении измерительного пробоотборного устройства). Эффективность сепарационного оборудования оценивается путем изменений количества дисперсной фазы в газе на выходе аппаратов.

Рассмотрим несколько устройств для определения уносимой капельной жидкости, которыми пользуются в настоящее время.

### 2.2.1 Прибор измерения уноса «ТюменНИИгипрогаз»

Для определения содержания капельной жидкости в газовых потоках после установок комплексной подготовки газа в ПАО «Газпром» рекомендуется использовать индикатор уноса жидкости ИУ-1, разработанный в «ТюменНИИгипрогаз» [29]. Конструкция и общий вид индикатора уноса жидкости показан на рисунке 2.1.

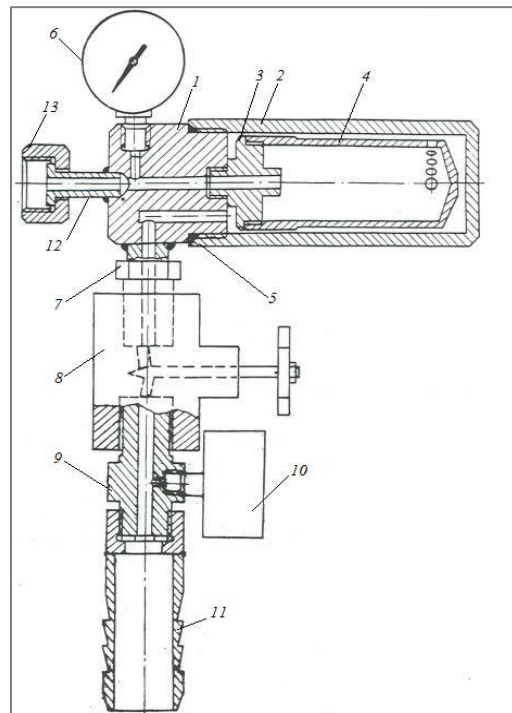


Рисунок 2.1 – Измеритель уноса «ТюменНИИгипрогаз»:

1 – корпус измерителя уноса; 2 – крышка; 3 – переходная втулка; 4 – фильтр-патрон; 5 – резиновое кольцо для уплотнения; 6, 10 – манометр; 7 – приварной штуцер; 8 – регулирующий вентиль; 9 – переходник; 11 – выкидной штуцер; 12 – входной узел; 13 – накидная гайка

Прибор состоит из корпуса, крышки, переходной втулки, на которую устанавливается фильтр-патрон. Уплотнение между корпусом и крышкой осуществляется самоуплотняющимся резиновым кольцом, а для замера рабочего давления в корпусе установлен манометр (типа МТ). На приваренный к корпусу штуцер навинчивается регулирующий вентиль, после которого устанавливается переходник с манометром для замера расхода газа и выкидным штуцером с



11 – вентиль газа термостабилизации, 12 – вентиль регулирующий, 13 – крышка быстросъемная, 14 – вентиль, 15 – пробка, 16 – вентиль капельницы

Измеритель уноса жидкости в собранном виде состоит из двух основных частей:

- 1) устройство перемещения с зондом для отбора пробы;
- 2) устройство для отделения капельной жидкости и (или) механических примесей из потока газа, сбора и измерения объема отделившейся жидкости и измерения объема очищенного газа [3, 91, 92].

Для отбора пробы на участок трубопровода газа через штуцер и полнопроходную задвижку устанавливается устройство перемещения с зондом для отбора пробы газа. Конструкция данного устройства позволяет выполнять отбор пробы газа в любой точке по сечению трубопровода.

Устройство для отделения капельной жидкости или механических примесей из потока газа включает в себя: теплообменник, фильтр (сепаратор) с емкостью мерной и капельницей и измеритель объемного расхода газа.

### 2.2.3 Прибор измерения уноса ООО «Газпром добыча Уренгой»

Существует также универсальный газовый малогабаритный каплеотделитель (УГМК), модернизированный специалистами ООО «Газпром добыча Уренгой», которым проводят оценочные измерения уноса капельной жидкости на промыслах Крайнего Севера (рисунок 2.3).

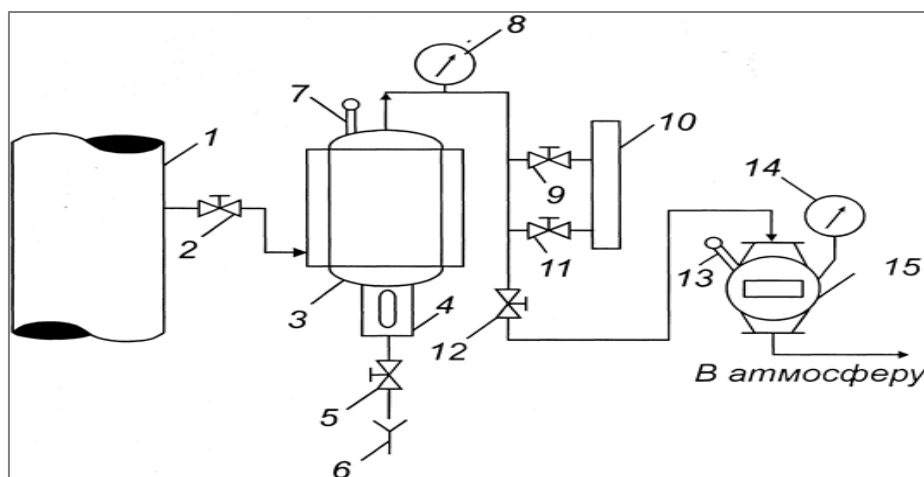


Рисунок 2.3 – Измеритель уноса капельной жидкости УГМК:

1 – выходная трубка; 2, 5, 9, 11, 12 – вентили; 3 – корпус; 4 – измерное стекло; 6 – мерная ёмкость; 7, 13 – термометр; 8, 14 – манометр; 10 – метанольница; 15 – счётчик газа РГ-40

Работа прибора УГМК заключается в следующем. Отбор капельной жидкости с потока газа осуществляется через штуцер с вентилем и подаётся в УГМК, где капельная жидкость улавливается фторопластовым фильтром и сливается в мерную колбу. Количество капельной жидкости контролируется мерной ёмкостью. Показания давления и температуры потока газа в УГМК контролируются по манометру и термометру.

Далее газ, очищенный от капельной жидкости, проходит через пробоотборник и направляется на счётчик РГ-40, где производится измерение объёма пропущенного газа. Счётчик снабжён манометром и термометром. Для предотвращения гидратообразования из метанольницы, подключённой к газовой линии через вентили, в газовой поток подаётся метанол.

### **2.3 Анализ методик и средств определения содержания жидкости в потоке газа**

На сегодняшний день существуют различные методы и оборудование для определения содержания капельной жидкости и механических примесей в потоке газа [92], которые предложены организациями:

- АО «ЦКБН»;
- ОАО «НИПИГазпереработка»;
- ООО ИВЦ «Инжехим»;
- ООО «Газпром ВНИИГАЗ»;
- Научно-лабораторной службой ООО «Палл Евразия»;
- ИТЦ ООО «Газпром добыча Уренгой» (Прибор УГМК);
- ИТЦ ООО «Газпром добыча Ямбург» (Прибор ИУ-1 ТюменНИИгипрогаз).

Основные недостатки этих устройств следующие:

- большое время измерения;

- невозможность автоматизировать процесс измерения;
- низкая чувствительность и, как следствие этого, невысокая точность.

Все представленные методы основаны на пропускании газа через фильтр-патрон измерительного оборудования с последующим определением привеса или объема отделившейся жидкости. При этом необходимо отобрать пробу из потока газа таким образом, чтоб по своим свойствам и составу проба полностью характеризовала исследуемый поток и соблюдалось условие изокинетичности.

### **Выводы**

1. В данной главе представлены некоторые конструкции измерительного оборудования для замера содержания капельной жидкости в потоке газа. С точки зрения возможностей проведения обследования работы сепарационного оборудования, полностью соблюдающим основные параметры, необходимые для получения представительной пробы в процессе проведения исследований, является измеритель уноса жидкости ГПР 420.00.000 конструкции АО «ЦКБН». Программа и методика оборудования позволяет получить количество капельной жидкости в потоке газа, а также количество механических примесей и их фракционный состав, в том числе при рабочей температуре газа до минус 30 °С и обеспечении изотермичности [91].

Оборудование и методика измерения уноса капельной жидкости АО «ЦКБН» приняты в ПАО «Газпром» и используются другими организациями для проведения приемочных испытаний оборудования. Это позволяет обеспечить сбор данных по работе сепарационного оборудования на разных объектах, а также выработать необходимые мероприятия для внедрения и совершенствования сепарационного оборудования.

2. Стоит отметить, что для определения эффективности при текущих технологических режимах, а также для контроля режимов работы сепарационного оборудования существует необходимость в построении и описании модели работы



сепаратора. Это даст возможность регулировать режим работы сепаратора при изменении термобарических условий [94].

### Глава 3 ФИЗИКО-МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ СЕПАРАЦИОННОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ДЛЯ ПОДАЧИ В МАГИСТРАЛЬНЫЙ ГАЗОПРОВОД

С целью определения эффективности работы сепарационного оборудования выполняются инструментальные замеры концентрации капельной жидкости и технологических параметров работы сепараторов.

Критерием оценки эффективности работы сепарационного оборудования является концентрация капельной жидкости в очищенном газе и расчетное значение коэффициента сепарации по аппарату [88].

Выполнение инструментальных замеров – процесс трудоемкий и занимает большое количество времени, поэтому разработка математической модели и инженерных методик расчета является крайне актуальным как для проектирования конструкций, так и для оценки эффективности оборудования в процессе эксплуатации.

#### 3.1 Модель турбулентной миграции аэрозольных частиц

Математическая модель численного метода решения процесса сепарации предложена Медниковым Е.П. [62] и представляет собой систему дифференциальных уравнений турбулентного переноса аэрозольных частиц в плоскопараллельном канале:

$$u(y) \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial y} \left\{ \left[ D_{tp}(y) \frac{\partial c}{\partial y} \right] - [cV_m(y)] \right\}, \quad (3.1)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с,  $V_m = -0,5\tau dv^2/dy$ ;  $x, y$  – продольная и поперечная координаты, м;  $u(y)$  – скорость газа, как функция координаты, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с.

При ламинарном режиме скорость осаждения частиц на стеки труб и каналов в несколько порядков хуже, чем при турбулентном режиме течения газа. При этом, в турбулентном режиме с повышением скорости газа увеличивается интенсивность осаждения частиц, что указывает на процесс инерционного вида.

Для цилиндрического осесимметричного канала уравнение массопереноса имеет вид:

$$u(r) \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left\{ \left[ r D_{tp}(r) \frac{\partial c}{\partial r} \right] - [rcV_m(r)] \right\}, \quad (3.2)$$

где  $V_m$  - скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $r$  - радиальная координата, м;  $u(r)$  - скорость газа, как функция координаты по радиусу канала, м/с;  $c$  - концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  - коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с.

Расчетная схема турбулентного переноса аэрозольных частиц представлена на рисунке 3.1.

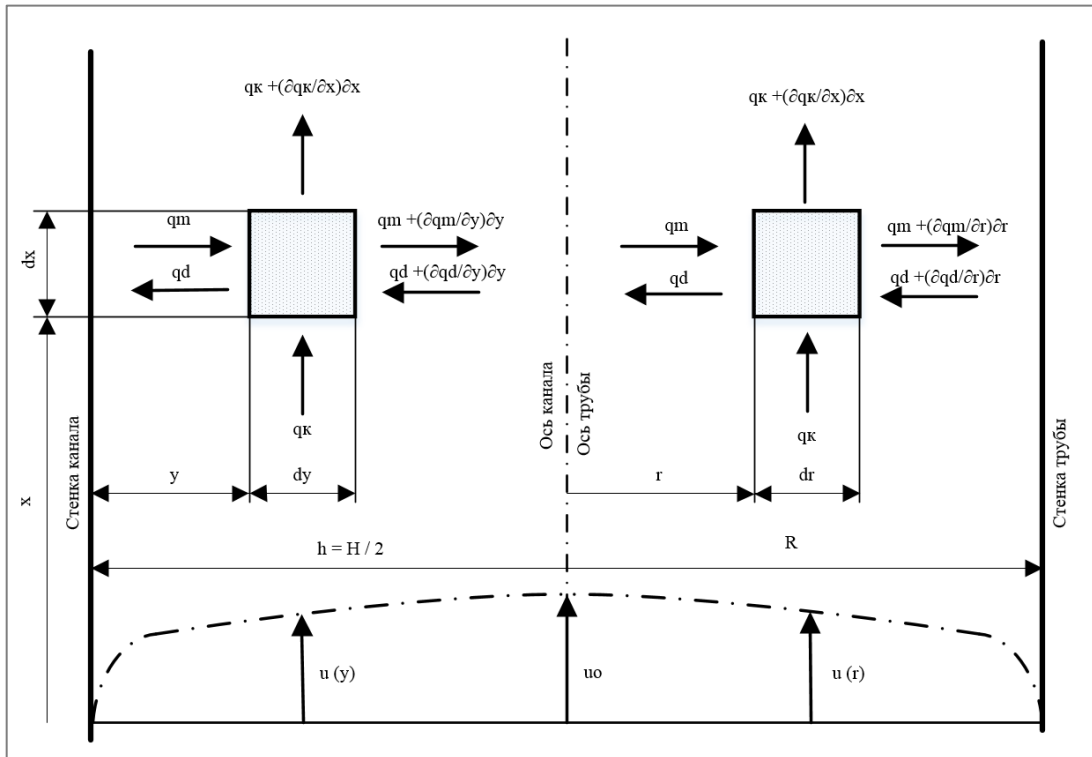


Рисунок 3.1 – Схема вертикального турбулентного потока (слева – для плоскопараллельного канала, справа – для трубы)

В горизонтальном тонкодисперсном потоке действуют гидродинамические факторы и получается следующее уравнение турбулентного переноса аэрозольных частиц:

$$u(y) \frac{\partial c}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial y} \left\{ \left[ D_{tp}(y) \frac{\partial c}{\partial y} \right] - [cV_{mg}(y)] \right\}, \quad (3.3)$$

где  $V_{mg}$  – скорость миграционно-гравитационного движения частиц, м/с;  $x$ ,  $y$  – продольная и поперечная координаты, м;  $u(y)$  – скорость газа, как функция координаты, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с.

Расчетная схема турбулентного переноса аэрозольных частиц в горизонтальном турбулентном потоке газа представлена на рисунке 3.2.

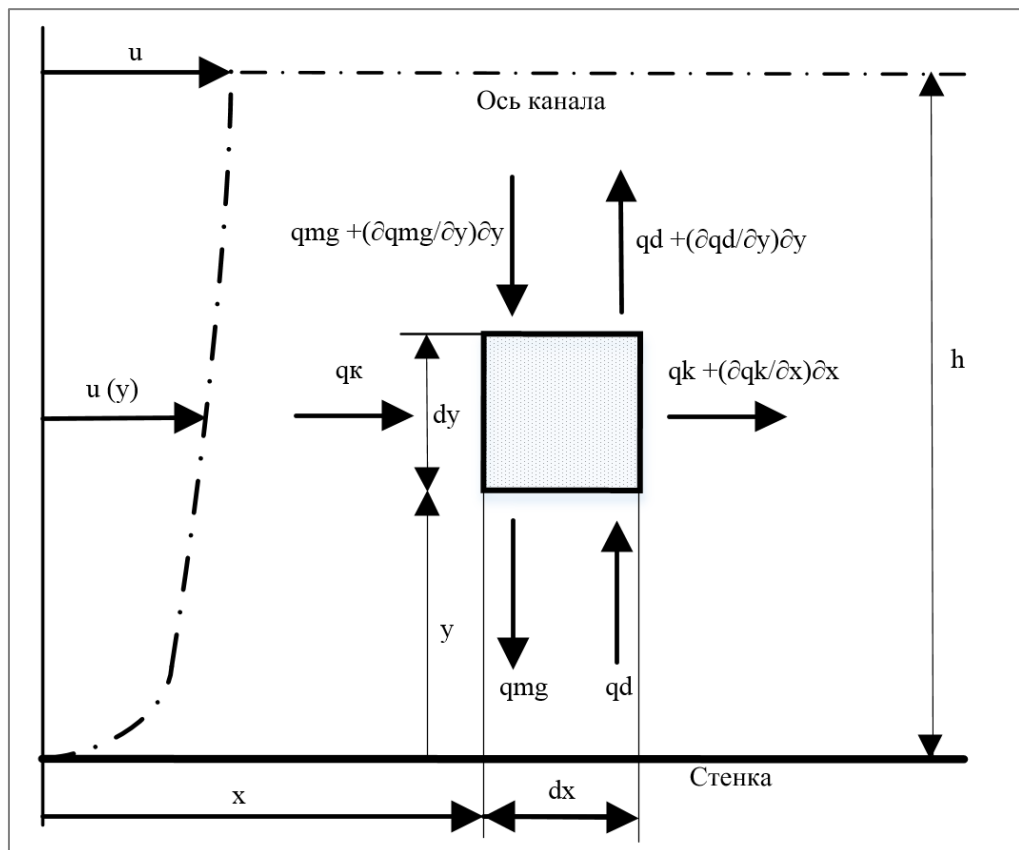


Рисунок 3.2 – Схема горизонтального турбулентного потока

Для наклонных каналов вместо полной скорости  $V_g$  учитывается только ее поперечная составляющая  $V_g \cos \alpha$ ,  $\alpha$  – угол наклона канала к горизонту. Для горизонтальных и особенно наклонных цилиндрических труб уравнения турбулентного переноса аэрозольных частиц отличаются намного большей сложностью.

Методика решения уравнений (3.1), (3.2), (3.3) существенно зависит от граничных условий на поверхности стенки, которые определяются родом поверхности стенок. Их можно подразделить в основном на два вида.

1. **Абсолютно непоглощающие стенки.** Это все сухие и слабо смазанные стенки, на которых не удерживаются частицы. Обтекающий такие стенки аэрозольный поток является невыпадающим.

2. **Абсолютно поглощающие стенки.** Это все хорошо смазанные или орошаемые жидкостью либо самим аэрозолем стенки, удерживающие коснувшихся частиц. Обтекающие такие стенки аэрозольный поток является выпадающим.

Далее рассмотрим, как решаются уравнения турбулентного переноса аэрозольных частиц в трубах и канал с абсолютно непоглощающими стенками.

### 3.1.1 Невыпадающий аэрозольный поток частиц

Из-за непоглощаемости стенок аэрозольные частицы в таких трубах и каналах не выпадают, в силу чего градиент их концентрации в продольном направлении при всех расстояниях от стенки при стационарном режиме равен нулю:  $\partial c / \partial x = 0$ . При таком условии уравнение турбулентного переноса аэрозольных частиц приходит к одномерному виду. Тогда для вертикального плоскопараллельного канала вместо (3.1) получается следующее уравнение:

$$\frac{\partial}{\partial y} \left\{ \left[ D_{tp}(y) \frac{\partial c}{\partial y} \right] - [cV_m(y)] \right\} = 0, \quad (3.4)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $y$  – поперечная координата, м;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с.

Интегрирование этого уравнения по  $y$  дает:

$$D_{tp}(y) \frac{\partial c}{\partial y} - cV_m(y) = C, \quad (3.5)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $y$  – поперечная координата, м;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с;  $C$  – концентрация отскакивающих от стенки частиц, кг/м<sup>3</sup>.

У стенки ( $y=0$ ) оба слагаемых члена слева равны нулю, поскольку:  $D_{tp}(0)=0$ ,  $cV_m(0) = 0$ , в силу того, что миграционный поток частиц к непоглощающей стенке

уравновешивается отстеночным потоком отскакивающих от нее частиц. Из этого следует, что  $C = 0$ .

После подстановки полученного значения константы в (3.5) и разделения переменных получаем:

$$\frac{\partial c}{c} = \frac{V_m(y)}{D_{tp}(y)} \partial y, \quad (3.6)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с.

Интегрирование этого уравнения от  $y$  до  $y = H/2$ , где  $c = c_0$  дает:

$$c = c_0 \exp \left[ - \int_y^{H/2} \frac{V_m(y)}{D_{tp}(y)} \partial y \right], \quad (3.7)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с;  $c_0$  – абсолютное значение концентрации частиц на оси потока, кг/м<sup>3</sup>;  $H$  – высота по оси  $y$ , м.

Из формулы видно, что распределение концентрации частиц по поперечному сечению канала описывается экспоненциальной зависимостью, сходной для случая гравитационного оседания частиц в турбулентном потоке; однако это не означает, что соответствующий профиль концентрации частиц схож с экспонентой, поскольку здесь показатель экспоненты является переменной величиной, зависимой от координат  $y$ .

Аналогично решается уравнение турбулентного переноса аэрозольных частиц в случае вертикальной цилиндрической трубы:

$$c = c_0 \exp \left[ \int_0^r \frac{V_m(r)}{D_{tp}(r)} \partial r \right], \quad (3.8)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с;  $c_0$  – абсолютное значение концентрации частиц на оси потока, кг/м<sup>3</sup>;  $r$  – радиус канала трубы, м.

Также решается уравнение турбулентного переноса аэрозольных частиц в случае горизонтального плоскопараллельного канала:

$$c = c_0 \exp \left[ - \int_y^H \frac{V_{mg}(y)}{D_{tp}(y)} dy \right], \quad (3.9)$$

где  $V_{mg}$  – скорость миграционно-гравитационного движения частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с;  $c_0$  – абсолютное значение концентрации частиц на оси потока, кг/м<sup>3</sup>;  $H$  – высота по оси  $y$ , м.

Во всех случаях абсолютное значение концентрации частиц на оси потока  $c_0$  определяется, исходя из средней по его сечению концентрации  $c_m$  соответственно формулам:

$$c_m = \frac{1}{H} \int_0^H c(y) dy \quad \text{или} \quad c_m = \frac{2}{R^2} \int_0^R c(r) r dr, \quad (3.10)$$

где  $c_m$  – средняя концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $H$  – высота по оси  $y$ , м;  $r$  – радиус канала трубы, м;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

### 3.1.2 Выпадающий аэрозольный поток частиц

Для выпадающего потока решение уравнений турбулентного переноса аэрозольных частиц в рубках и каналах выполняется по другому принципу. Они не сводятся к одномерному виду и поэтому требуют назначения, соответствующих начальных и граничных условий.

Если учесть, что  $t = x/u_m$ ,  $k_u = u(y)/u_m$ , то уравнение турбулентного переноса для вертикального плоскопараллельного канала (3.1) эквивалентно нестационарному одномерному уравнению:

$$k_u \frac{\partial c}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial y} \left[ D_{tp}(y) \frac{\partial c}{\partial y} \right] - \frac{\partial c}{\partial y} [cV_m(y)], \quad (3.11)$$

где  $u_m$  – средняя скорость газа, м/с;  $k_u$  – коэффициент скорости;  $t$  – время, с;  $x$ ,  $y$  – продольная и поперечная координаты, м;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с;  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

В качестве начального условия для уравнения (3.11) можно принять следующее:  $t = 0$ ,  $c = c_0 = c_m$ , где  $t$  – время, с;  $c_0$  – абсолютное значение концентрации частиц на оси потока, кг/м<sup>3</sup>; где  $c_m$  – средняя концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

Принимать граничное условие для концентрации частиц на поглощающей стенке во всех случаях равным нулю:  $y = 0, C = 0$  для мигрирующих частиц принципиально неверно, так как упускается из виду характер взаимодействия частиц со стенкой. Для инерционных частиц стенка должна рассматриваться не как граница, коснувшись которой поток частиц внезапно исчезает (это приемлемо лишь для чисто диффузионного, по Броуну, осаждения мельчайших частиц), а как проницаемая («дырчатая») поверхность, через которую миграционный поток уходит из трубы или канала, будучи не равным нулю.

Достоверно, что у стенки равны нулю  $u(y)$  и  $D_{tp}(y)$ , поэтому здесь (3.1) прирост потока к стенке канала равен нулю:

$$\frac{\partial c}{\partial y} [cV_m(y)] = 0, \quad (3.12)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

От куда вытекает следующее граничное условие  $y = 0$ , выражающее факт постоянства потока мигрирующих частиц на стенку. Интегрирование (3.1) дает численно то же, что и (3.7) с  $c = 0$  у стенки.

$$c = - \frac{V_m(y)}{\partial V_m(y)/\partial y} \frac{\partial c}{\partial y}, \quad (3.13)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

Такого же рода граничное условие  $r = R$  и для уравнения турбулентного переноса в цилиндрической трубе:

$$c = - \frac{V_m(r)}{\frac{\partial V_m(r)}{\partial y} - \frac{1}{r}V_m(r)} \frac{\partial c}{\partial y}, \quad (3.14)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $r$  – радиус канала трубы, м;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

На сколько иначе обстоит дело с граничными условиями  $y = 0 = H$  для нижней и верхней стенках горизонтального плоскопараллельного канала:

$$c = - \frac{V_{mg}(y)}{\partial V_{mg}(y)/\partial y} \frac{\partial c}{\partial y}, \quad (3.15)$$



где  $V_{mg}$  – скорость миграционно-гравитационного движения частиц, м/с;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

На боковых стенках и в случае вертикального канала при граничных условиях  $y = 0$ :

$$c = - \frac{V_m(y)}{\partial V_m(y)/\partial y} \frac{\partial c}{\partial y}, \quad (3.16)$$

где  $V_m$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с;  $r$  – радиус канала трубы, м;  $c$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

### 3.2 Модель массопереноса частиц

Для решения уравнения массопереноса рекомендуется следующая зависимость [62]:

$$D_{tp}(y) = \frac{D_t(y)}{1 + \omega_E \tau_p}, \quad (3.17)$$

где  $\omega_E$  – частота энергоемких пульсаций среды, с<sup>-1</sup>;  $\tau_p$  – время релаксации частиц, с;  $D_{tp}$  – коэффициент турбулентной диффузии частиц, м<sup>2</sup>/с;  $D_t$  – коэффициент турбулентной диффузии потока, м<sup>2</sup>/с.

Обычно принимается  $D_t = \nu_T$ , где  $\nu_T$  – коэффициент турбулентной вязкости среды, м<sup>2</sup>/с.

Например, по модели Прандтля за пределами вязкого подслоя:  $D_t(y) = \chi u_* y$ ; где  $\chi = 0,4$  – константа турбулентности;  $u_*$  – динамическая скорость, м/с (скорость касательного напряжения);  $y$  – поперечная координата, м.

Для перехода к ячеистой модели ( $n = f(Re)$ ) структуры потока необходимо иметь известное значение модифицированного числа Пекле  $Pe$  (критерия Боденштейна). Тогда баланс массы частиц для  $i$  – той ячейки полного перемешивания записывается в виде:

$$V_\Gamma (C_{i-1} - C_i) = u_t F_i C_i, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (3.18)$$

где  $V_\Gamma$  – объемный расход газа, м<sup>3</sup>/с;  $F_i$  – площадь сепарирующих элементов в ячейке, м<sup>2</sup>;  $n$  – число условных ячеек в канале;  $C_i$  – концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $u_t$  – скорость турбулентной миграции частиц, м/с.

Из уравнения (3.18) концентрация частиц в  $i$  - той ячейке:

$$C_i = \frac{V_r C_{i-1}}{V_r + u_t F_i}, \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (3.19)$$

где при  $i = 1$  имеем  $C_0 = C_H$  - начальная концентрация частиц в газе,  $\text{кг/м}^3$ ; при  $i = n$  -  $C_n = C_K$  - конечная концентрация на выходе  $\text{кг/м}^3$ .

Эффективность сепарации в  $i$  - той ячейке и в аппарате записывается в виде:

$$\eta_i = \frac{C_{i-1} - C_i}{C_{i-1}}, \quad \eta = \frac{C_H - C_K}{C_H}, \quad (3.20)$$

где  $C_H$  - начальная концентрация частиц в газе,  $\text{кг/м}^3$ ;  $C_K$  - конечная концентрация на выходе  $\text{кг/м}^3$ .

Эффективность сепарации в  $i$ -той ячейке, получено с применением уравнений (3.19), (3.20) и выражения  $\eta = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \dots (1 - \eta_i) \dots (1 - \eta_n)$ :

$$\eta = \frac{C_H - C_K}{C_H} = 1 - \left[ 1 + \frac{\bar{u}_t a_v (H - 5d_э)}{u_{cp} n} \right]^{-n}, \quad (3.21)$$

где  $C_H$  - начальная концентрация частиц в газе,  $\text{кг/м}^3$ ;  $C_K$  - конечная концентрация на выходе  $\text{кг/м}^3$ ;  $a_v$  - удельная поверхность насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $H$  - высота слоя насадки, м;  $u_{cp}$  - средняя скорость газа в канале, м/с;  $n$  - численная концентрация частиц,  $\text{м}^{-3}$ .

Значение  $-5d_э$  в формуле (3.21) учитывает участок гидродинамической стабилизации и неравномерности потока на входе в слой.

Расчет эффективности сепарации с учетом турбулентно-инерционного механизма определяется по выражению идеального вытеснения газа:

$$\eta = 1 - \exp \left[ -\frac{\sum u_q F}{V_r} \right], \quad (3.22)$$

где  $F$  - площадь осаждения частиц в канале,  $\text{м}^2$ ;  $F = \pi d H$ ,  $d$  - диаметр канала, м;  $H$  - длина канала с завихрителем, м;  $V_r$  - объемный расход газа,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $\sum u_q$  - результирующая скорость частиц к стенке канала с учетом центробежной силы и турбулентной миграции, м/с.

Результаты численных расчетов сепарации газа по вышеизложенной модели [62], а также результаты, полученные в реальных экспериментальных условиях эксплуатации сепаратора при разных термобарических условиях представлены на рисунке 3.3. Экспериментальные данные, полученные в ходе проведения инструментальных замеров на рабочих режимах сепаратора, представлены в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Экспериментальные данные

№ п.п.	Концентрация капельной жидкости на входе, $C_n$ , мг/м <sup>3</sup>	Унос капельной жидкости из аппарата, $C_k$ , мг/м <sup>3</sup>	Коэффициент эффективности, $\eta_{эк}$ , %	Расход газа, $Q$ , тыс.м <sup>3</sup> /час	Давление газа на входе в сепаратор, $P$ , МПа	Температура газа в аппарате, $T$ , °С	Перепад давления по аппарату, $\Delta P$ , кПа
1	1785	40,0	0,97	222,0	1,38	15,0	4,90
2	2698	50,0	0,97	236,0	1,59	4,0	5,4
3	2469	55,0	0,99	264,0	1,22	7,8	8,4
4	1715	35,0	0,99	233,1	1,36	15,7	5,9
5	1863	37,0	0,99	166,5	1,28	3,7	3,6
6	705	30,0	0,96	148,0	1,11	15,0	3,1
7	1265	15,0	0,99	160,0	1,04	7,0	3,3
8	1069	20,0	0,98	166,7	0,82	8,3	6,1
9	170	10,0	0,91	130,2	0,68	12,4	9,2

Представленная модель численного интегрирования позволяет оценить интенсивность турбулентного осаждения аэрозольных частиц в рассматриваемом сепараторе, что достаточно хорошо и в целом соответствует экспериментальным данным.

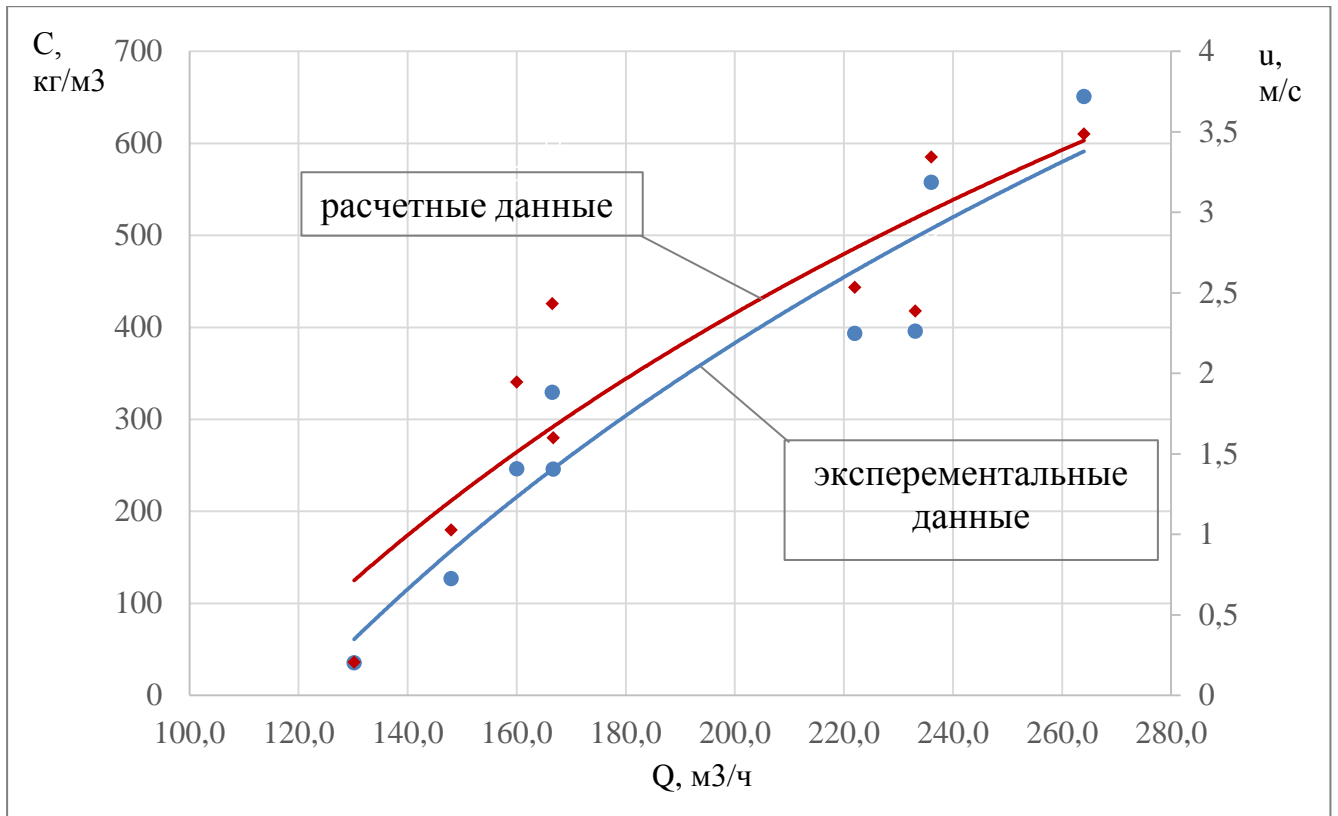


Рисунок 3.3 – Сравнение расчетных и экспериментальных значений скорости и концентрации осадения аэрозольных частиц от расхода газа

Как видно из графика осадения аэрозольных частиц, математическая модель численного метода Медникова Е.П. [62] достаточно хорошо в целом соответствуют экспериментальным данным, но достаточно сложна для выполнения расчета. Уравнения турбулентного переноса аэрозольных частиц в трубах и каналах, будучи уравнениями с непостоянными коэффициентами, интегрируются численным путем с помощью электронно-вычислительных алгоритмов и машин. Цифровые вычисления очень трудоемкие, занимают большое количество времени и в общем случае не могут просчитать всех изменяющихся граничных условий, возникающих в процессе эксплуатации сепарации. Однако на этапе проектирования сепарационного оборудования цифровые вычисления могут быть использованы для расчетов параметров и оценки эффективности оборудования.

В процессе эксплуатации сепаратора идеальных граничных условий нет и невозможно предусмотреть всех возможных ситуаций изменения параметров процесса, требуются значительные затраты машинного времени на проведение

расчета частных случаев, которых может быть бесконечное множество. Кроме того, любой алгоритм расчета вносит дополнительную погрешность в результаты расчета.

Поэтому для оперативного определения технологических параметров эффективной работы сепарационного оборудования в промышленных условиях используют график зависимости производительности аппарата от входного давления (рисунок 3.4). График эффективности получается на основании обобщения результатов расчета и экспериментальных данных при эксплуатации оборудования.

Определение режимов работы сепараторов по графику зависимости имеет некоторые недостатки:

- отсутствие возможности ведения более эффективного режима работы сепарационного оборудования в автоматическом режиме;
- снижение оперативности и точности параметров работы, при известных значениях расхода газа по аппарату и входного давления;
- сложность и неоднозначность использования графика при моделировании работы ГПА на ДКС;
- отсутствие возможности регулирования работы сепараторов;
- отсутствие анализа режима работы сепараторов;
- неоднозначность в выборе числа работающих аппаратов в технологической цепочке подготовки газа при смене режимов работы.

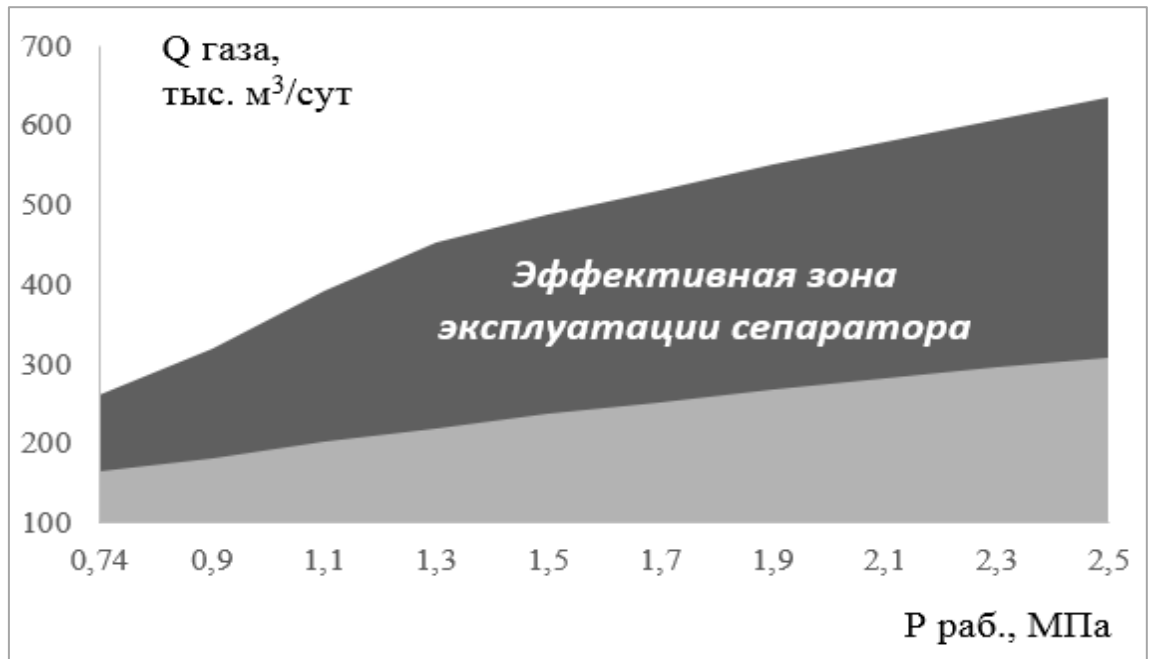


Рисунок 3.4 – График эффективной работы сепаратора

Для того чтобы оперативно решать задачи необходима инженерная методика определения режимов работы сепарационного оборудования на основе полученных данных инструментальных замеров. Для разработки инженерной математической модели режимов работы сепаратора посредством апробированных моделей и результатов экспериментальных исследований предлагается методика расчета с применением функции «Кобба-Дугласа».

### 3.3 Производственная функция «Кобба-Дугласа»

Производственная функция Кобба-Дугласа широко распространена в экономике. Там она позволяет объяснить уровень совокупного выпуска, количество затраченного капитала и труда, основных факторов производства в задачах изучения экономического роста и оценки технического прогресса [24, 58]. В своем базовом виде степенная функция Кобба-Дугласа является уравнением с тремя переменными и ей доступны следующие положительные свойства:

- несложный вид для практического применения в производственных задачах;
- легкость и доступность в обработке информации при определении коэффициентов аппроксимации;

- дает возможность преобразовать алгебраические значения технологических параметров в явном виде при составлении алгоритмов оптимизации работы сепараторов.

### 3.3.1 Построение и применение производственной функции

Как отмечено выше, график эффективной работы сепаратора (рисунок 3.3) описывает область зависимости расхода газа ( $Q$ ) при стандартных условиях от входного давления ( $P$ ) с наименьшим уносом капельной жидкости и записывается в виде функции:

$$W = f(Q, P) \quad (3.23)$$

где  $W$  – концентрация (унос) капельной жидкости в очищенном газе, мг/м<sup>3</sup>;

$Q$  – расход газа через сепаратор, тыс. м<sup>3</sup>/сут.;

$P$  – давление газа на входе в сепаратор, МПа.

Построение математической модели эффективности работы сепаратора предлагается произвести на основе функции Кобба-Дугласа, которая имеет вид:

$$N = A L^\alpha K^\beta, \quad (3.24)$$

где  $N, L, K$  – зависимые и независимые переменные;

$A, \alpha, \beta$  – коэффициенты аппроксимации.

Для возможности применения производственной функции Кобба-Дугласа с целью описания модели работы сепаратора сделаем следующие замены:

- характеристику расход газа ( $Q$ ) через аппарат заменим на перепад давления ( $\Delta P$ ) на сепараторе (в частном случае это сделано в связи с невозможностью определения расхода газа через сепаратор – отсутствует измерительный расходомерный комплекс),

- концентрацию капельной жидкости ( $W$ ) на выходе из аппарата представим в виде показателя эффективности работы ( $\varphi_c$ ) сепаратора.

Тогда модель, которая описывает режимы работы сепаратора, можно представить на основе базовой функции Кобба – Дугласа (3.24) и с учетом (3.23) в виде уравнения:

$$\varphi_c = A \Delta P^\alpha P^\beta \quad (3.25)$$

где  $A$ ,  $\alpha$ ,  $\beta$  – коэффициенты аппроксимации;

$\Delta P$  – перепад давления по сепаратору, кПа;

$P$  – давление газа на входе в сепараторе, МПа;

$\varphi_c$  – эффективность сепарации, %.

Коэффициенты аппроксимации  $A$ ,  $\alpha$ ,  $\beta$  являются индивидуальными для каждого сепаратора и могут быть найдены в соответствии с рабочими характеристиками заводского графика производительности сепаратора, а также с использованием данных инструментальных замеров на текущих технологических режимах работы сепаратора.

### 3.3.2 Решение производственной функции

Для построения и решения производственной функции Кобба – Дугласа в качестве исходных данных возьмем данные инструментальных замеров. Данные инструментальных замеров работы сепаратора представленные в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Данные инструментальных замеров работы сепаратора

Инструментальные замеры	Коэффициент эффективности сепаратора, $\varphi_c$	Перепад давления на сепараторе, $\Delta P$	Давление газа на входе в сепаратор, $P$
1	99,10	4,9	1,27
2	96,00	2,4	1,23
3	97,20	1,3	1,12
4	97,00	1,0	1,10
5	99,10	3,0	0,93
6	99,00	5,3	0,53
7	98,00	2,3	0,50

Для определения коэффициентов аппроксимации на основе уравнения (3.25) необходимо решить систему уравнений с тремя неизвестными  $A$ ,  $\alpha$ ,  $\beta$ . Прежде всего необходимо поле экспериментальных данных преобразовать в безразмерный вид, выполнив нормирование на единицу давления, а имеющуюся функцию привести к линейному виду. Чтобы избавиться от показателей степени  $\alpha$  и  $\beta$ , и в целом упростить процедуру нахождения производных, необходимо прологарифмировать уравнение (3.25) с помощью натурального логарифма:



$$\text{Ln}(\varphi_c) = \text{Ln}(A) + \alpha \text{Ln}(\Delta P) + \beta \text{Ln}(P) \quad (3.26)$$

Для получения линейной функции выполняется замена переменных:

$$\text{Ln}(\varphi_c) = \varphi' \quad (3.27)$$

$$\text{Ln}(A) = A' \quad (3.28)$$

$$\text{Ln}(\Delta P) = \Delta P' \quad (3.29)$$

$$\text{Ln}(P) = P' \quad (3.30)$$

В результате такой замены получена линейная функция вида:

$$\varphi' = A' + \alpha \Delta P' + \beta P' \quad (3.31)$$

Неизвестные параметры можно найти, используя метод наименьших квадратов. Найденные через натуральный логарифм переменные  $\varphi'$ ,  $\Delta P'$ ,  $P'$  представлены в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Значения переменных

Инструментальные замеры	$\varphi'$	$\Delta P'$	$P'$
1	4,596	1,589	0,239
2	4,564	0,854	0,207
3	4,577	0,243	0,113
4	4,575	0,095	0,095
5	4,596	1,098	-0,072
6	4,595	1,662	-0,635
7	4,585	0,833	-0,598

С учетом уравнения (3.31) и замены переменных (3.27, 3.28, 3.29, 3.30) при решении системы уравнения получены следующие значения:  $A = \exp(A') = 96,654$ ,  $\alpha = 0,013$ ,  $\beta = -0,006$ .

Зная значения коэффициентов аппроксимации получена математическая модель работы сепаратора, которая имеет вид:

$$\varphi_c = 96,654 \Delta P^{0,013} P^{-0,006} \quad (3.32)$$

Данная модель с достаточной точностью описывает режимы работы сепаратора. С помощью функции можно найти расчетные значения показателя коэффициента эффективности сепаратора  $\varphi_{\text{расч}}$  на различных технологических

режимах. Сходимость результата расчета можно представить в графическом виде (рисунок 3.5), а также вычислим относительную погрешность.

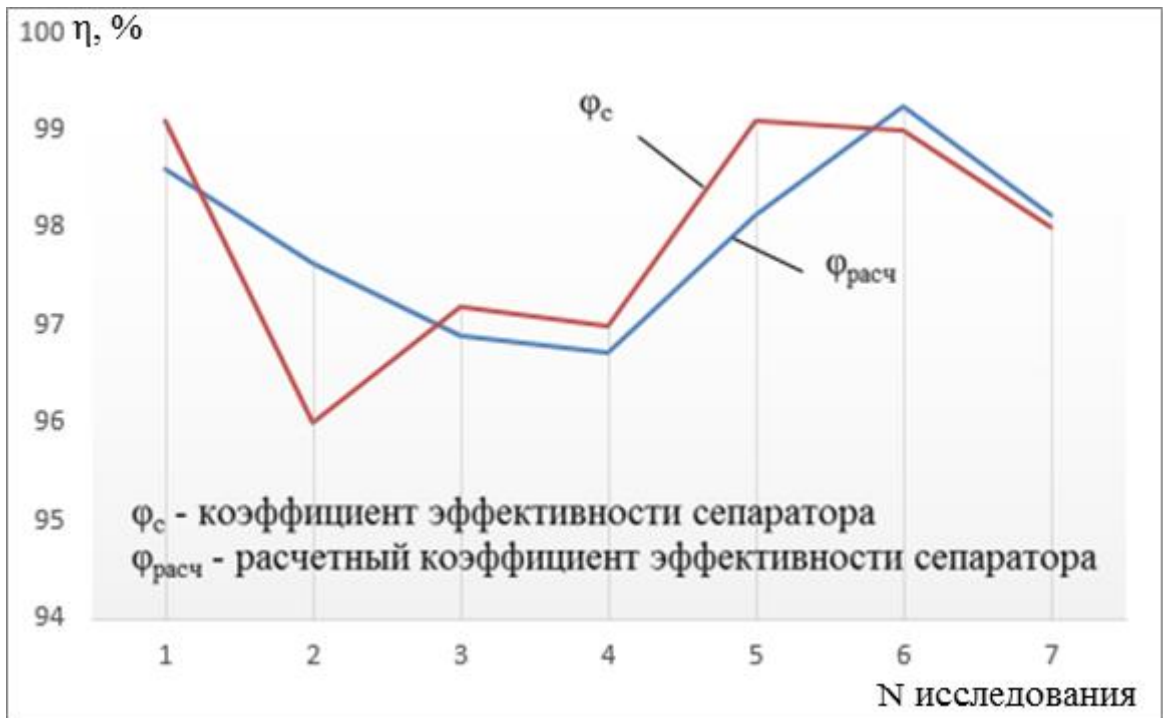


Рисунок 3.5 – Погрешность функции для сепаратора

Относительную погрешность математической модели работы сепаратора находим по формуле:

$$\delta = 100\% (\varphi_c - \varphi_{\text{расч}}) / \varphi_c \quad (3.33)$$

В результате вычислений относительная погрешность математической модели работы сепаратора не превышает 1,0 – 2,0 %.

### Выводы

1. Рассмотрена математическая модель и проведено теоретическое исследование осаждения частиц в потоке газа. Данная модель отражает реальную картину и позволяет решать дифференциальные уравнения массопереноса частиц с учетом источника турбулентно - инерционного механизма переноса, а также позволяет оценить интенсивность турбулентного осаждения аэрозольных частиц в рассматриваемом сепараторе, что достаточно хорошо и в целом соответствует экспериментальным данным.

2. Для того чтобы оперативно решать задачи по эксплуатации сепаратора предложена инженерная методика определения режимов работы сепарационного оборудования на основе полученных данных инструментальных замеров и решения производственной функции «Кобба-Дугласа». Функция «Кобба-Дугласа» может применяться для определения эффективности при текущих технологических режимах, а также для контроля режимов работы сепарационного оборудования и с достаточной точностью описывает режимы работы сепаратора при изменении термобарических условий, рассчитанных по полной математической модели. Относительная погрешность предлагаемой математической модели работы сепаратора не превысила 2 %.

Стоит отметить, что применение производственной функции «Кобба-Дугласа» возможно для различного промышленного оборудования – газотурбинные установки, аппараты воздушного охлаждения, теплообменные аппараты и другое.

3. Инженерная методика на основе функции «Кобба-Дугласа» применяется в Инженерно-техническом центре ООО «Газпром добыча Ноябрьск», что подтверждается актом о внедрении, представленным в приложении Б.

## **Глава 4 МЕТОДИКА РАСЧЕТА ОБЪЕМА ПОСТАВКИ ПНГ**

### **4.1 Выполнение требований качества газа для транспорта**

На основании ранее предложенной методики определения эффективности работы сепаратора, а также с учетом существующих конструкций сепаратора необходимо знать объем поставки ПНГ, который при смешении с газом Сеноманского яруса, не повлияет на качество подготовки товарного газа.

Влияние ПНГ на процесс сепарации в смеси с природным газом заключается в значительном снижении эффективности сепаратора в условиях действующих технологических параметров работы за счет увеличения нагрузки по жидкости. В свою очередь, низкая эффективность сепарации приводит к уносу жидкой фазы отсепарированным газом. Этот показатель изменяется в широком диапазоне и зависит как от конструкции и фактической производительности самих аппаратов, так и от давления, температуры и состава подаваемой смеси газа.

В качестве одного из вариантов можно оговорить условия поставки ПНГ, отвечающего требованиям СТО Газпром 089-2010 по температуре точки росы газа по воде или по углеводородам [87]. Это можно достичь, например, при реконструкции компрессорной станции путем дополнительного охлаждения газа с помощью турбодетандерного агрегата.

В качестве другого варианта необходимо предусмотреть мероприятия на УКПГ при приеме ПНГ. При транспортировании попутного нефтяного нестандартного газа в газопроводе при охлаждении газа до температуры грунта, что обычно происходит, конденсируются тяжелые углеводороды. Эта жидкость накапливается в газопроводе и затем выносится из него в виде пробки. Для улавливания пробок и защиты штатных сепараторов от перегруза по жидкости необходимо на входе УКПГ (цех очистки газа, цех сепарации газа) установить специальный емкостной аппарат (сепаратор-пробкоуловитель) [17, 63]. Кроме того, необходимо оценить достаточность сепарационного оборудования по производительности при существующем давлении на входе УКПГ при приеме ПНГ.

Процесс сепарации на УКПГ является головным и влияет на стабильность работы всей установки подготовки газа, так как капли тяжелых углеводородов и воды, унесенные газом из сепаратора, снижают в целом эффективность осушки газа и получение некондиционного газа [30, 74, 80]. Подача некондиционного газа в единую сеть магистрального газопровода приведет к ухудшению качества всего транспортируемого газа.

При поставке ПНГ установка дополнительного сепарационного оборудования, строительство газопроводов, а также увеличение эксплуатационных расходов должны быть учтены при составлении технико-экономического обоснования подачи ПНГ в систему осушки ПГ.

#### **4.1.1 Физико-химические показатели подготовленного газа**

По физико-химическим показателям подготовленный газ горючий природный (ГГП) должен соответствовать требованиям и нормам СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия» [87].

В соответствии с СТО Газпром 089-2010 для холодного макроклиматического района температура точки росы по воде (ТТРв) при абсолютном давлении 3,92 МПа должна быть не выше: в зимний период - минус 20 °С; в летний период – минус 14 °С.

Также для холодного макроклиматического района температура точки росы по углеводородам (ТТРуv) при абсолютном давлении от 2,5 до 7,5 МПа должна быть не выше: в зимний период – минус 10 °С; в летний период – минус 5 °С.

Для природного газа Сенманского яруса требуемая температура точки росы по воде обеспечивается абсорбционной осушкой диэтиленгликолем (ДЭГ) или триэтиленгликолем (ТЭГ) [30]. Попутный нефтяной газ проходит осушку по аналогичному процессу на компрессорных станциях. Таким образом, абсорбционный процесс осушки газа до требуемой температура точки росы по воде широко применяется как для природного газа, так и для попутного нефтяного газа.

В природном газе сеноманского яруса не содержится тяжелых углеводородов, поэтому этот газ отвечает нормам СТО Газпром 089-2010 по ТТРУв. Температура росы по углеводородам попутного нефтяного газа может не отвечать требованиям СТО Газпром 089-2010. Однако смесь ПГ и ПНГ до определенного содержания в смеси ПНГ может соответствовать требуемым нормам по температуре росы по углеводородам [61].

В этом случае необходимо предусмотреть мероприятия по обеспечению выполнения требований СТО Газпром 089-2010 по температуре точки росы по углеводородам газа, поставляемого в магистральный газопровод. С целью принятия ПНГ на УКПГ без проведения реконструкции оборудования необходимо рассчитать максимально допустимую долю ПНГ при смешении с ПГ для соответствия качеству подготовленного газа требованиям СТО Газпром 089-2010 по температуре точки росы по углеводородам. Для чего произведем расчет фазовых диаграмм ПГ, ПНГ и их смесей. Кривая конденсации фазовой диаграммы является кривой температур точек росы по углеводородам (ТТРУв).

#### **4.1.2 Фазовая диаграмма**

Определение допустимого содержания в смеси ПНГ при соответствии качества ПГ требованиям СТО Газпром 089-2010 можно провести на основании расчета фазовых диаграмм ПГ, ПНГ и их смесей.

На рисунке 4.1 показан пример фазовых диаграмм двух газов: попутного нефтяного газа и природного газа. На данном примере фазовая диаграмма состоит из двух кривых: кривой температур точек росы по углеводородам (ТТРУв) и кривой кипения. Эти кривые соединяются в точке критического состояния. Область внутри кривых представляет собой газоконденсатную смесь. В правой части кривой конденсации система находится в газообразном состоянии. В левой части кривой кипения система находится в жидком состоянии.

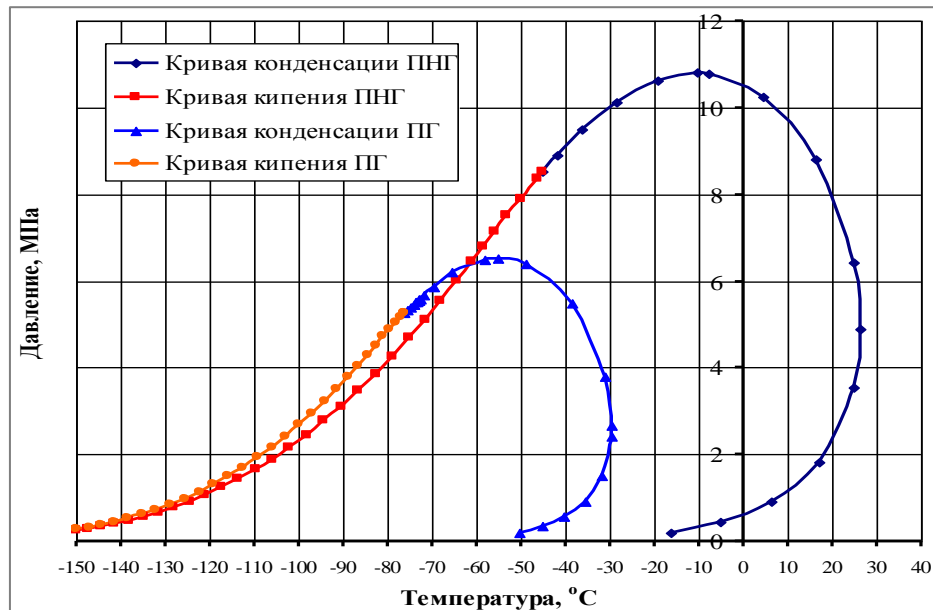


Рисунок 4.1 – Фазовые диаграммы двух газов

На рисунке 4.1 максимальное значение ТТРув составляет:

- для ПНГ – плюс 27 °С при 4,9 МПа;
- для ПГ – минус 30 °С при 2,5 МПа.

В таблицах 4.1, 4.2. представлены данные, по которым построены фазовые диаграммы рисунка 4.1.

Расчеты фазовых диаграмм проведены в программной системе Aspen HYSYS (производства компании Aspen Technologies) с помощью утилиты «Фазовая диаграмма (Envelope)», которая построена в координатах давление – температура (p – T) по уравнению состояния Пенга-Робинсона. Продукты американской компании Aspen Technologies широко известны в России, в том числе среди специалистов химико-технологических специальностей и специалистов нефтегазовой отрасли. Aspen HYSYS является одним из самых известных продуктов компании.

Aspen HYSYS представляет собой программный продукт, который предназначен для моделирования технологических процессов в области добычи и переработки углеводородов и нефтехимии. Aspen HYSYS позволяет производить динамическое моделирование отдельных процессов и всей технологической цепочки, а также разрабатывать и отлаживать схемы регулирования процессов подготовки углеводородной продукции [101].

Переход газообразной фазы в жидкую называется конденсацией, жидкой фазы в газообразную – испарением. Состояние системы отражают фазовые диаграммы. Фазовая диаграмма для многокомпонентных углеводородных газожидкостных смесей, предполагает переход газожидкостных систем в парообразное или жидкостное состояние при изменении давления и температуры при постоянном объеме. Если применить эту фазовую диаграмму для типизации нефтяных, газоконденсатных и газовых залежей со сложными углеводородными смесями, то основными характеристиками данной диаграммы являются:

- существование критической точки, в которой исчезает различие между жидкой и паровой фазами;
- петлеобразный вид огибающей фазовой диаграммы, наличие криконденбары и крикондентермы,
- наличие области полного испарения жидкости, расположенной ниже точек росы.

Крикондентерм – максимальная температура на кривой конденсации фазовой диаграммы.

Криконденбар – максимальное давление на кривой конденсации фазовой диаграммы.

В основе численного решения систем уравнения в Aspen HYSYS применяется уравнение Пенга-Робинсона. Уравнение состояния Пенга-Робинсона на сегодняшний день наиболее широко применимое при определении теплофизических свойств веществ, которое основано на классических положениях термодинамики [104, 109].

Уравнение имеет следующий вид:

$$p = \frac{R \cdot T}{V_m - b} - \frac{a(T)}{V_m^2 + 2 \cdot b \cdot V_m - b^2} \quad (4.1)$$

где  $P$  – давление газа, Па;  $T$  – температура, К;  $V_m$  – молярный объем, м<sup>3</sup>/моль;  $R$  – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К);  $a$ ,  $b$  – коэффициенты уравнения ван-дер-ваальсового типа, м<sup>3</sup>/моль.



Использование уравнения состояния Пенга-Робинсона позволяет определить значимые теплофизические свойства веществ (теплоемкость, сверхсжимаемость и т.д.), знание которых необходимы для проектирования и составления модели разработки месторождений, а также промысловой подготовки углеводородного сырья [65, 108].

При использовании уравнения для определения параметров в критической точке, принимаем следующие значения коэффициентов:

$$a(T_c) = 0,457235 \frac{R^2 \cdot T_c^2}{P_c} \quad (4.2)$$

$$b(T_c) = 0,077796 \frac{R \cdot T_c}{P_c} \quad (4.3)$$

где  $T_c$  – критическая температура газа, К;  $P_c$  – критическое давление газа, Па;  $R$  – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль•К).

При температурах отличных от критической принимается:

$$a(T) = a(T_c) \cdot \alpha(T_r \omega) \quad (4.4)$$

$$b(T) = b(T_c) \quad (4.5)$$

где  $T$  – температура газа, К;  $T_c$  – критическая температура газа, К;  $\alpha$  – зависит от выбора уравнения состояния;  $\omega$  – ацентрический фактор;  $T_r$  – относительная температура ( $T / T_c$ ).

$$\alpha(T_r \omega) = [1 + K(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (4.6)$$

где:

$$K = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,2699\omega^2 \quad (4.7)$$

Для более тяжелых углеводородных компонентов применяют другое значение  $K$  в уравнении Пенга-Робинсона:

$$K = 0,379642 + 1,4803\omega - 0,164423\omega^2 + 0,016666\omega^3 \quad (4.8)$$

где  $\omega$  – ацентрический фактор.

Таблица 4.1 – Данные для построения фазовой диаграммы ПГ

Кривая кипения ПГ		Кривая конденсации ПГ	
Давление, МПа	Температура, °С	Давление, МПа	Температура, °С
0,194	-155,30	0,203	-50,31
0,231	-152,70	0,334	-45,34
0,274	-150,00	0,551	-40,39
0,324	-147,20	0,908	-35,73
0,383	-144,40	1,497	-31,85
0,452	-141,40	2,426	-29,77
0,532	-138,40	2,663	-29,69
0,624	-135,30	3,797	-31,15
0,730	-132,20	5,487	-38,67
0,850	-129,00	6,376	-48,73
0,986	-125,70	6,521	-55,29
1,140	-122,40	6,493	-58,23
1,310	-119,10	6,201	-65,40
1,498	-115,80	5,870	-69,78
1,704	-112,50	5,668	-71,92
1,927	-109,30	5,586	-72,72
2,166	-106,00	5,563	-72,94
2,419	-102,90	5,556	-73,01
2,682	-99,86	5,546	-73,12
2,954	-96,93	5,527	-73,32
3,230	-94,13	5,501	-73,61
3,506	-91,49	5,451	-74,17
3,777	-89,01	5,393	-74,83
4,038	-86,71	5,326	-75,55
4,285	-84,60	5,259	-76,24
4,514	-82,69		
4,720	-80,98		
4,902	-79,46		
5,057	-78,11		
5,160	-77,18		
5,249	-76,33		
5,259	-76,24		

Таблица 4.2 – Данные для построения фазовой диаграммы ПНГ

Кривая кипения ПНГ		Кривая конденсации ПНГ	
Давление, МПа	Температура, °С	Давление, МПа	Температура, °С
0,173	-155,40	0,203	-16,28
0,205	-152,80	0,429	-5,11
0,244	-150,10	0,893	6,38
0,289	-147,30	1,814	17,15
0,343	-144,30	3,540	24,87
0,406	-141,30	4,899	26,24
0,480	-138,10	6,419	24,77
0,566	-134,90	8,801	16,47
0,666	-131,60	10,250	4,62
0,781	-128,10	10,780	-7,83
0,914	-124,60	10,800	-10,41
1,066	-121,00	10,630	-19,17
1,238	-117,30	10,130	-28,64
1,433	-113,60	9,499	-36,13
1,651	-109,80	8,897	-41,92
1,894	-105,90	8,508	-45,27
2,162	-102,10		
2,455	-98,18		
2,773	-94,29		
3,116	-90,41		
3,480	-86,55		
3,866	-82,74		
4,269	-78,98		
4,687	-75,27		
5,118	-71,63		
5,558	-68,05		
6,008	-64,52		
6,468	-60,99		
6,796	-58,51		
7,139	-55,94		
7,504	-53,18		
7,907	-50,09		
8,366	-46,44		
8,508	-45,27		

#### 4.2 Расчет допустимого количества ПНГ в смеси с ПГ

В качестве исходных данных для выполнения расчета допустимого количества и качества ПНГ, вовлекаемого в технологический процесс осушки на УКПГ Западно-Таркосалинского газового промысла компании ООО «Газпром добыча Ноябрьск» являются результаты исследований, опубликованные в открытых источниках. Информация по объемам добычи, технологической схеме сбора и подготовки углеводородного сырья, технологические параметры работы оборудования приняты из технологического регламента [71, 90].

В рамках договорных отношений на УКПГ Западно-Таркосалинского газового промысла для подготовки газа к транспорту с Северо-Губкинского и Прислонового месторождений компании ООО «Лукойл-Западная Сибирь» подается ПНГ и смешивается с ПГ [22]. Компонентный состав ПГ и ПНГ представлен в таблице 4.3.

Таблица 4.3 – Компонентный состав ПГ и ПНГ

Наименование компонента	ПГ	ПНГ
	Содержание, % моль	
Метан	97,290	84,830
Этан	0,900	6,874
Пропан	0,411	3,439
i-Бутан	0,127	1,250
n-Бутан	0,115	1,112
i-Пентан	0,042	0,503
n-Пентан	0,024	0,295
Гексаны	0,036	0,293
Гептаны	0,005	0,075
Октаны	0,001	0,023
Азот и др. неугл.	0,965	0,711
Диоксид углерода	0,084	0,595
Молярная масса, кг/кмоль	16,59	19,96
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	0,6916	0,8358

Зная компонентный состав двух газов создаем потоки ПГ и ПНГ. Условия потоков стандартные ( $P = 0,101325$  МПа,  $t = 273,15^\circ\text{C}$  по ГОСТ 2939-63).

### **4.3 Построение модели технологического процесса подготовки и компримирования газа с учетом вовлечения попутного нефтяного газа**

Модель технологического процесса подготовки и компримирования газа с учетом вовлечения ПНГ составлена в моделирующей системе Aspen HYSYS на основе ситуационных схем Западно-Таркосалинского газового промысла ООО «Газпром добыча Ноябрьск» и представлена на рисунке А.1 приложения А. Компонентные составы материальных потоков показаны в таблицах А.1 и А.2 приложения А. Модель составлена с учетом очистки природного газа с учетом вовлечения попутного нефтяного газа от капельной жидкости в сепараторе комбинированной конструкции, в состав которой входят три основных узла: узел входа потока, узел сепарации и узел доулавливания. За основу внутренней оснастки сепаратора взято оборудование компании ООО ИВЦ «Инжехим». В качестве условного обозначения узла сепарации на модели технологического процесса представлен блок E-104. Работа данного сепаратора описана выше в п.1.5.

В модели подготовки углеводородного сырья представлены следующие материальные потоки: 1 – природный газ валанжинского яруса; 41 – природный газ сеноманского яруса Северного участка Губкинского ГП; 61 – попутный нефтяной газ с месторождений ООО «Лукойл-Западная Сибирь»; 81 - природный газ сеноманского яруса Западно-Таркосалинского ГП; 101, 102, 103 – вода; 201, 202, 203, 204 – метанол; 5, 19, 46, 56, 63 – водометанольный раствор; 31 – конденсат в конденсатопровод; 32 – газ выветривания конденсата; 62 – газ в магистральный газопровод, 53 – неподготовленный природный газ с долей ПНГ.

Для построения фазовых диаграмм выполним расчет компонентного состава смеси ПНГ в ПГ с изменением соотношения подаваемого ПНГ (меняем расход по потокам). Результаты расчета компонентного состава смеси газов ПГ и ПНГ представлены в таблице 4.4. В таблице также представлены расчетное содержание ПНГ в смеси с ПГ в процентной соотношении.

Таблица 4.4 – Компонентные составы смеси газов ПГ и ПНГ при различном соотношении

Компоненты	Содержание ПНГ в смеси с ПГ, %						
	0,00	1,53	3,01	4,45	5,85	7,21	8,52
Содержание, % мольн.	0,00	1,53	3,01	4,45	5,85	7,21	8,52
Метан	97,290	97,099	96,915	96,735	96,561	96,392	96,228
Этан	0,900	0,991	1,080	1,166	1,249	1,330	1,409
Пропан	0,411	0,457	0,502	0,546	0,588	0,629	0,669
i-Бутан	0,127	0,144	0,161	0,177	0,193	0,208	0,223
n-Бутан	0,115	0,130	0,145	0,159	0,173	0,187	0,200
i-Пентан	0,042	0,049	0,056	0,063	0,069	0,075	0,081
n-Пентан	0,024	0,028	0,032	0,036	0,040	0,044	0,047
Гексаны	0,036	0,040	0,044	0,047	0,051	0,055	0,058
Гептаны	0,005	0,006	0,007	0,008	0,009	0,010	0,011
Октаны	0,001	0,001	0,002	0,002	0,002	0,003	0,003
Азот и др. неугл.	0,965	0,961	0,957	0,954	0,950	0,947	0,943
Диоксид углерода	0,084	0,092	0,099	0,107	0,114	0,121	0,128
Молярная масса, кг/кмоль	16,59	16,64	16,69	16,74	16,79	16,84	16,92
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	0,690	0,692	0,694	0,696	0,698	0,700	0,702
Содержание, % мольн.	9,81	11,05	12,26	13,44	14,59	15,71	16,80
Метан	96,068	95,913	95,762	95,615	95,472	95,333	95,197
Этан	1,486	1,560	1,633	1,703	1,772	1,838	1,904
Пропан	0,708	0,746	0,782	0,818	0,853	0,887	0,920
i-Бутан	0,237	0,251	0,265	0,278	0,291	0,303	0,316
n-Бутан	0,213	0,225	0,237	0,249	0,260	0,272	0,282
i-Пентан	0,087	0,093	0,099	0,104	0,109	0,114	0,119
n-Пентан	0,051	0,054	0,057	0,060	0,064	0,067	0,070
Гексаны	0,061	0,064	0,068	0,071	0,073	0,076	0,079
Гептаны	0,012	0,013	0,014	0,014	0,015	0,016	0,017
Октаны	0,003	0,003	0,004	0,004	0,004	0,004	0,005
Азот и др. неугл.	0,940	0,937	0,934	0,931	0,928	0,925	0,922
Диоксид углерода	0,134	0,140	0,147	0,153	0,159	0,164	0,170
Молярная масса, кг/кмоль	16,92	16,96	17,01	17,05	17,08	17,12	17,16
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	0,703	0,705	0,707	0,709	0,710	0,712	0,713

С помощью утилиты «Фазовая диаграмма (Envelope)» в программной системе Aspen HYSYS выполняем расчет фазовых диаграмм смеси ПНГ и ПГ. Результаты расчета представлена в таблице 4.5.

Таблица 4.5 – Данные расчетов фазовых диаграмм смеси газов ПГ и ПНГ  
при различном соотношении

<b>Кривая конденсации от содержания ПНГ в смеси с ПГ, %</b>									
<b>0,00</b>		<b>1,53</b>		<b>3,01</b>		<b>4,45</b>		<b>5,85</b>	
P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C
0,203	-50,31	0,203	-47,43	0,203	-45,18	0,203	-43,32	0,203	-41,75
0,334	-45,34	0,334	-42,32	0,334	-39,94	0,334	-37,97	0,334	-36,30
0,551	-40,39	0,551	-37,21	0,551	-34,68	0,551	-32,59	0,551	-30,80
0,908	-35,73	0,908	-32,36	0,908	-29,67	0,908	-27,42	0,908	-25,50
1,497	-31,85	1,497	-28,24	1,497	-25,35	1,497	-22,93	1,497	-20,84
2,426	-29,77	2,428	-25,87	2,428	-22,73	2,431	-20,08	2,432	-17,80
2,663	-29,69	2,782	-25,72	2,782	-22,47	2,983	-19,72	3,071	-17,32
3,797	-31,15	3,816	-26,88	3,816	-23,40	3,838	-20,46	3,845	-17,92
5,487	-38,67	5,578	-33,95	5,578	-30,06	5,691	-26,74	5,729	-23,85
6,376	-48,73	6,593	-43,93	6,593	-39,89	6,893	-36,40	7,001	-33,32
6,521	-55,29	6,829	-52,41	6,829	-50,03	7,317	-46,68	7,508	-43,67
6,493	-58,23	6,823	-53,86	6,823	-50,05	7,322	-48,00	7,527	-46,22
6,201	-65,40	6,558	-61,89	6,558	-58,67	7,149	-55,73	7,394	-53,04
5,870	-69,78	6,169	-67,27	6,169	-64,84	6,720	-62,53	6,969	-60,33
5,668	-71,92	5,883	-70,25	5,883	-68,56	6,313	-66,89	6,521	-65,25
5,586	-72,72	5,738	-71,59	5,738	-70,44	6,047	-69,28	6,202	-68,12
5,563	-72,94	5,685	-72,07	5,685	-71,23	5,913	-70,40	6,027	-69,56
5,556	-73,01	5,669	-72,21	5,669	-71,51	5,858	-70,85	5,946	-70,21
5,546	-73,12	5,659	-72,31	5,659	-71,64	5,834	-71,04	5,910	-70,49
5,527	-73,32	5,642	-72,47	5,642	-71,78	5,816	-71,20	5,887	-70,68
5,501	-73,61	5,617	-72,72	5,617	-72,01	5,791	-71,41	5,861	-70,90
5,451	-74,17	5,564	-73,25	5,564	-72,32	5,757	-71,71	5,827	-71,19
5,393	-74,83	5,499	-73,92	5,499	-72,94	5,691	-72,31	5,759	-71,77
5,326	-75,55	5,424	-74,67	5,424	-73,68	5,609	-73,05	5,674	-72,52
5,259	-76,24	5,349	-75,41	5,349	-74,51	5,516	-73,90	5,602	-73,15
				5,431	-74,66	5,507	-73,98	5,576	-73,38

Продолжение таблицы 4.5 – Данные расчетов фазовых диаграмм смеси газов ПГ и ПНГ при различном соотношении

<b>Кривая конденсации от содержания ПНГ в смеси с ПГ, %</b>									
<b>7,21</b>		<b>8,52</b>		<b>9,81</b>		<b>11,05</b>		<b>12,26</b>	
P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C	P, МПа	T, °C
0,203	-40,38	0,203	-39,18	0,203	-38,10	0,203	-37,12	0,203	-36,24
0,334	-34,84	0,334	-33,55	0,334	-32,40	0,334	-31,35	0,334	-30,40
0,551	-29,24	0,551	-27,86	0,551	-26,62	0,551	-25,50	0,551	-24,47
0,908	-23,82	0,908	-22,33	0,908	-20,99	0,908	-19,77	0,908	-18,66
1,497	-19,02	1,484	-17,47	1,484	-16,01	1,484	-14,68	1,484	-13,47
2,433	-15,79	2,392	-14,08	2,392	-12,48	2,393	-11,01	2,393	-9,68
3,151	-15,20	3,224	-13,30	3,293	-11,57	3,358	-9,99	3,420	-8,53
3,850	-15,67	3,763	-13,57	3,767	-11,78	3,770	-10,14	3,772	-8,64
5,759	-21,29	5,634	-18,35	5,653	-16,30	5,669	-14,44	5,682	-12,72
7,091	-30,58	7,030	-26,83	7,089	-24,61	7,141	-22,57	7,186	-20,70
7,671	-40,95	7,755	-36,70	7,870	-34,43	7,972	-32,35	8,063	-30,41
7,711	-44,63	7,879	-43,21	8,033	-41,91	8,175	-40,72	8,307	-39,63
7,612	-50,55	7,852	-46,29	8,019	-44,13	8,170	-42,12	8,306	-40,25
7,199	-58,26	7,533	-54,46	7,727	-52,54	7,906	-50,74	8,071	-49,04
6,722	-63,66	7,060	-60,63	7,249	-59,05	7,429	-57,54	7,598	-56,10
6,358	-66,96	6,633	-64,78	6,794	-63,55	6,951	-62,36	7,102	-61,20
6,141	-68,73	6,336	-61,26	6,463	-66,34	6,587	-65,44	6,710	-64,55
6,032	-69,58	6,165	-68,60	6,261	-67,91	6,356	-67,22	6,451	-66,55
5,981	-69,97	6,077	-69,27	6,151	-68,73	6,225	-68,20	6,299	-67,67
5,952	-70,21	6,030	-69,62	6,093	-69,17	6,153	-68,73	6,213	-68,30
5,923	-70,43	5,999	-69,87	6,054	-69,46	6,107	-69,07	6,158	-68,70
5,888	-70,72	5,967	-70,12	6,019	-69,73	6,068	-69,37	6,114	-69,02
5,819	-71,30	5,907	-70,60	5,956	-70,22	6,002	-69,87	6,070	-69,36
5,732	-72,04	5,829	-71,25	5,876	-70,87	5,920	-70,52	6,019	-69,75
5,640	-72,82	5,735	-72,03	5,780	-71,66	5,821	-71,32	5,961	-70,20
		5,700	-72,32	5,755	-71,86	5,807	-71,43	5,895	-70,72
								5,856	-71,03



Продолжение таблицы 4.5 – Данные расчетов фазовых диаграмм смеси газов ПГ и ПНГ при различном соотношении

<b>Кривая конденсации от содержания ПНГ в смеси с ПГ, %</b>							
<b>13,44</b>		<b>14,59</b>		<b>15,71</b>		<b>16,80</b>	
Р, МПа	Т, °С	Р, МПа	Т, °С	Р, МПа	Т, °С	Р, МПа	Т, °С
0,203	-35,42	0,203	-34,67	0,203	-33,98	0,203	-33,33
0,334	-29,53	0,334	-28,73	0,334	-27,98	0,334	-27,28
0,351	-23,53	0,551	-22,66	0,551	-21,35	0,551	-21,10
0,908	-17,63	0,908	-16,69	0,908	-15,81	1,166	-12,08
1,484	-12,35	1,484	-11,31	1,484	-10,35	2,408	-5,20
2,393	-8,44	2,393	-7,30	2,393	-6,23	3,630	-3,63
3,477	-7,18	3,532	-5,92	3,584	-4,75	4,720	-4,59
3,774	-7,26	3,775	-5,98	3,776	-4,78	7,930	-19,19
5,694	-11,13	5,704	-9,66	5,712	-8,29	8,633	-29,28
7,225	-18,96	7,260	-17,35	7292	-15,84	8,753	-35,93
8,144	-28,62	8,217	-26,94	8,283	-25,37	8,726	-39,18
8,429	-38,49	8,543	-36,84	8,646	-35,29	8,390	-47,87
8,429	-38,61	8,544	-37,66	8,652	-36,77	7,862	-54,78
8,224	-47,43	8,366	-45,91	8,498	-44,46	7,338	-59,79
7,758	-54,71	7,909	-53,39	8,051	-52,12	6,928	-63,12
7,248	-60,08	7,388	-59,00	7,522	-57,95	6,651	-65,18
6,830	-63,68	6,948	-62,82	7,062	-61,99	6,479	-66,40
6,545	-65,88	6,638	-65,22	6,729	-64,58	6,372	-67,15
6,372	-67,16	6,444	-66,64	6,515	-66,14	6299	-67,67
6,271	-67,88	6,329	-67,47	6,386	-67,06	6,238	-68,10
6,208	-68,34	6,256	-67,99	6,304	-67,64	6,178	-68,54
6,159	-68,70	6,202	-68,38	6,243	-68,08	6,112	-69,02
6,111	-69,05	6,150	-68,76	6,188	-68,47	6,040	-69,57
6,058	-69,45	6,095	-69,17	6,131	-68,90	6,025	-69,67
5,998	-69,91	6,034	-69,63	6,067	-69,37		
5,931	-70,43	5,965	-70,16	5,997	-69,90		
5,902	-70,66	5,945	-70,31	5,986	-69,98		

Строим кривые конденсации фазовых диаграмм соответствии с полученными данными расчетов. Кривые конденсации (кривые ТТРуv) фазовых диаграмм смесей этих газов показаны на рисунке 4.2.

Далее будут рассматриваться только кривые конденсации фазовых диаграмм.

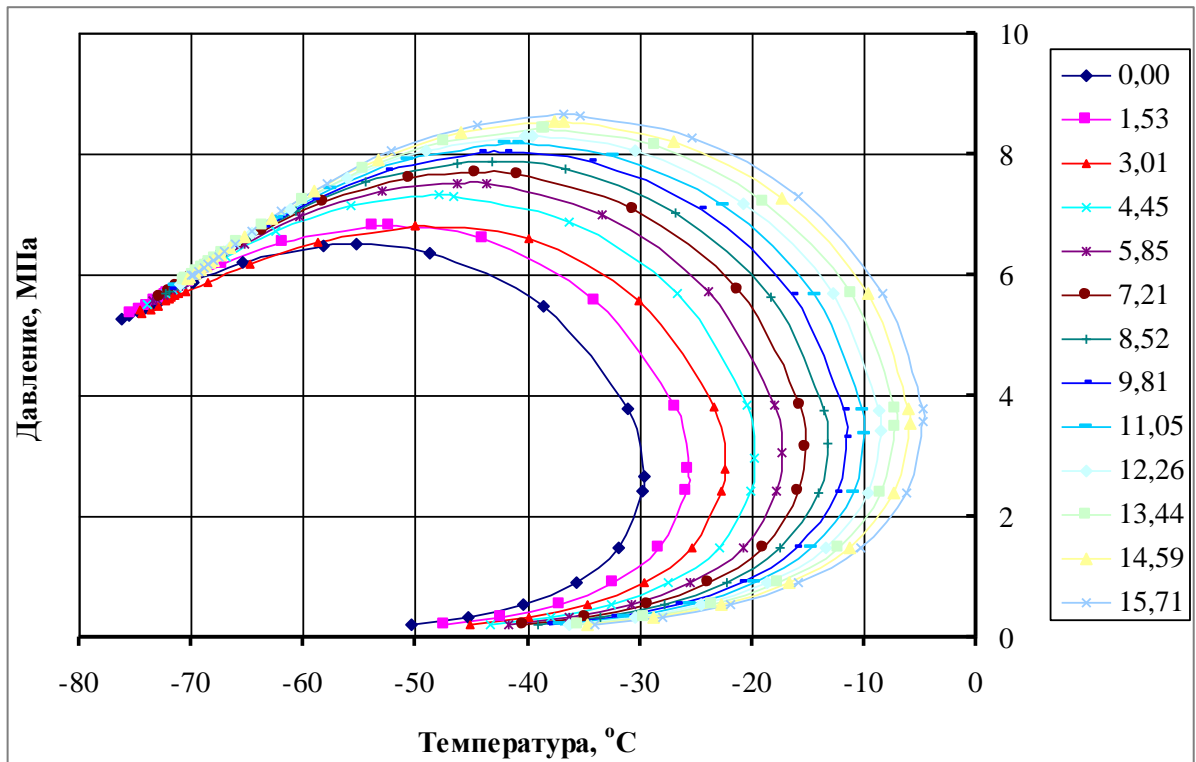


Рисунок 4.2 – Кривые конденсации фазовых диаграмм смеси газов:

ПГ + ПНГ при различном соотношении

В области давлений, для которых лимитирована ТТРуВ по СТО Газпром 089-2010, на кривой конденсации фазовой диаграммы максимальная температура соответствует крикондентерм, по величине которой оценивается качество ПНГ, а именно:

1. Если крикондентерм на 5 °С ниже, чем ТТРуВ в соответствии с требованиями СТО Газпром 089-2010, то поступление на УКПГ ПНГ данного состава не ограничивается.
2. Если крикондентерм выше, чем ТТРуВ, оговоренная в СТО Газпром 089-2010, то по кривым конденсации фазовых диаграмм смесей ПГ и ПНГ строится зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси ПГ и ПНГ.

Принимая во внимание описанный выше пункт 4.1.2, что максимальная температура на кривой конденсации представляют собой крикондентерму, то по кривым конденсации фазовых диаграмм смесей ПГ и ПНГ строится зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси ПГ и ПНГ. График зависимости крикондентерм от содержания ПНГ в смеси с ПГ представлен на рисунке 4.3.

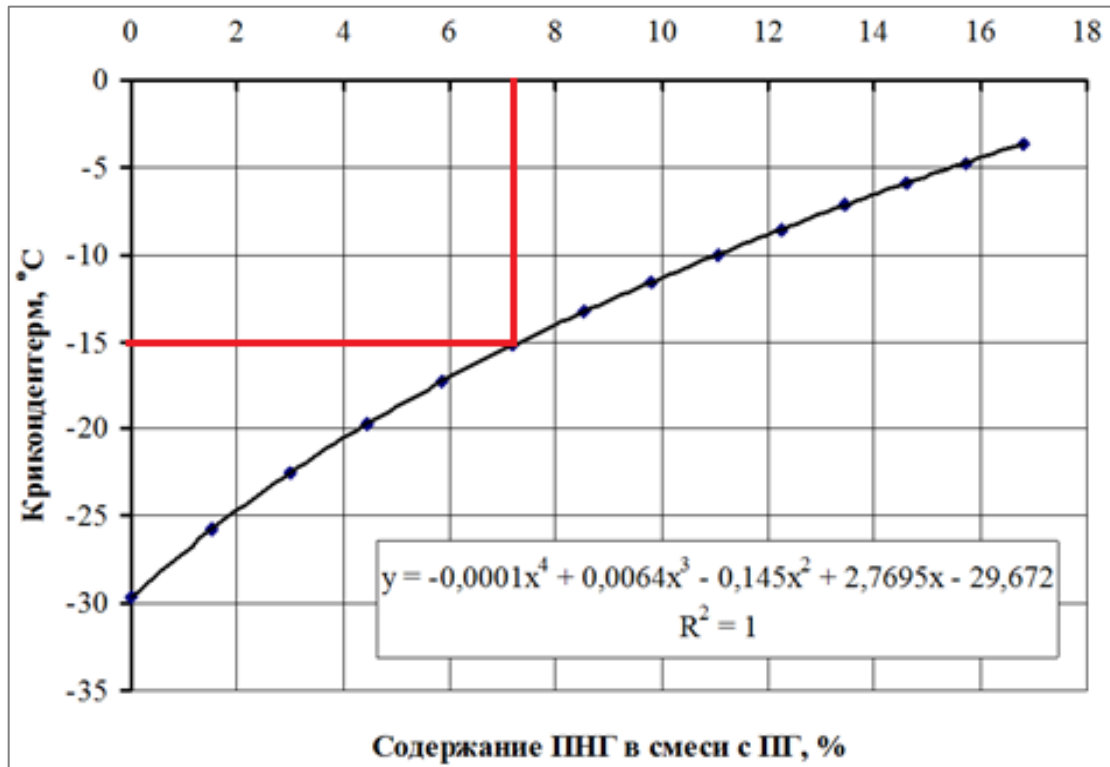


Рисунок 4.3 – Зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси с ПГ

Допустимому содержанию ПНГ в смеси с ПГ соответствует крикондентерм на 5 °C ниже, чем ТТРув, оговоренная в СТО Газпром 089-2010.

Запас по ТТРув в 5 °C необходим для бесперебойного выполнения требований СТО Газпром 089-2010 смеси природного и попутного нефтяного газа.

Зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси с ПГ, представленная на рисунке 4.3, оценивает предельное содержание ПНГ в смеси с ПГ при выполнении требований СТО Газпром 089-2010 по температуре точки росы по углеводородам. При этом необходим запас по ТТРув на 5 °C. Если по СТО ТТРув не выше минус 10 °C, то при оценке нужно ориентироваться на минус 15 °C. В данном случае допустимое содержание ПНГ, при подготовки совместно с ПГ составляет не более 7 %, что не ухудшит качество газа, подаваемого в магистральный газопровод.

## **Выводы**

1. Для определения допустимого содержания попутного нефтяного газа в смеси с природным газом при соответствии качества природного газа требованиям СТО Газпром 089-2010 по температуре точки росы по углеводородам выбран метод расчета фазовых диаграмм ПГ, ПНГ и их смесей. Кривая конденсации фазовой диаграммы является кривой температур точек росы по углеводородам (ТТРув).

Разработана и опробована на примере «Методика расчета допустимого количества и качества попутного нефтяного газа, поступающего на УКПГ совместно с газом сеноманского яруса». Методика расчета представлена в приложении В.

2. На примере Западно-Таркосалинского газового промысла компании ООО «Газпром добыча Ноябрьск» выполнен расчет предельного содержания попутного нефтяного газа в смеси с природным газом.

Допустимым значением по количеству и качеству ПНГ, поступающего на УКПГ совместно с газом Сеноманского яруса Западно-Таркосалинского месторождения, является подача ПНГ в объеме не более 7%. Превышение этого значения потребует изменений в технологическом процессе подготовки газа на УКПГ, в частности технология УКПГ должна дополняться блоком низкотемпературной сепарации (НТС) и дожимной компрессорной станцией, так как в противном случае подготовка товарного газа не будет отвечать требованиям по ТТРув в соответствии с СТО Газпром 089-2010.

## **Глава 5 ПРАКТИЧЕСКАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ ИССЛЕДОВАНИЯ**

Расчет и проектирование сепаратора выполняется разработчиком в соответствии с исходными данными, которые предоставляются заказчиком. В соответствии с математической моделью выполняются расчеты и разработка конструкции комбинированного сепаратора. Расчет выполняется для всех секций сепаратора последовательно с соблюдением номинальных и предельных условий работы. Для проектирования принимаются размеры, полученные по результатам расчетов на максимальные значения исходных данных. Производительность по жидкости определяет объем аппарата, занятого жидкостью [62].

Разработка принципиальной схемы сепаратора начинается с анализа и формирования процессов, протекающих в трубопроводах обвязки оборудования. Используя заданное значение дисперсности (не менее 100 мкм) определяем скорость газа в подводящем трубопроводе и входном патрубке, диаметр подводящего газопровода и входного патрубка. По опыту эксплуатации сепараторов на газодобывающих промыслах скорость газа во входном патрубке колеблется в диапазоне 3-10 м/с. Тип сепаратора, ориентация его в пространстве (вертикальный или горизонтальный) выбирается по содержанию дисперсной фазы в газе. Габариты - диаметр, длина или высота определяются в процессе компоновки секций.

Гидродинамический режим работы секций ограничен по заданному перепаду давления, который является важным фактором, влияющим на компоновочные решения сепаратора. Основная доля потерь приходится на входную сепарационную секцию и секцию тонкой очистки. В первой секции гасится кинетическая энергия потока и производится грубая сепарация капельной и пленочной жидкости. В секции тонкой очистки газа происходит коагуляция и осаждение мелкодисперсной жидкой фазы. Исходя из конструктивных и компоновочных решений, по мнению многих авторов, гидравлическое сопротивление в сепараторах не должно превышать 0,01 МПа.

Эксплуатация сепаратора в реальных условиях отличается от расчетных значений завода-изготовителя. Поэтому при проектировании и изготовлении оборудования невозможно учесть все факторы, которые влияют на эффективность работы сепаратора.

К этим факторам можно отнести следующее:

- скорость движения газового потока;
- концентрация дисперсной фазы;
- физические свойства дисперсной среды;
- рабочая температура и расход газового потока.

Существующие средства математического моделирования, которые основаны на численном решении уравнений гидродинамики, позволяют провести анализ каждого из этих факторов и определить его вклад в процесс сепарации. Но при этом требуется проведение процесса обоснования для изменения конструкции сепарационного оборудования. Что не гарантирует получение положительного результата.

### **5.1 Построение модели работы сепаратора**

Для улавливания капельной жидкости из газожидкостного потока применяют сепараторы различного принципа действия и конструкции. Работа сепарационного оборудования основана на использовании как силы тяжести, так и центробежной силы. По принципу действия почти все применяемые в нефтегазовой промышленности сепараторы являются комбинированными, так как в каждом из них для осаждения капельной жидкости из газожидкостного потока используется несколько механизмов.

Для расчета эффективности осаждения капельной жидкости в сепараторе необходимо знать физические характеристики сплошной и дисперсной фаз, расход газожидкостной смеси, концентрацию и диаметр капель влаги, геометрические размеры аппарата.

Величина эффективности турбулентного осаждения частиц или эффективность сепарации частиц выражается в виде:

$$\eta_t = 1 - \exp\left(\frac{-4Nu_t}{d_3u_{cp}}\right) \quad (5.1)$$

где  $H$  – высота насадочного слоя или длина трубок сепарационных элементов в зависимости от секции, м;  $u_t$  – скорость турбулентного осаждения (миграции) частиц, м/с;  $d_3$  – эквивалентный диаметр канала, м;  $u_{cp}$  – средняя скорость газа в канале, м/с.

Данное выражение справедливо для узла входа газа, а также для узла сепарации газа.

Вначале проводится расчет эффективности сепарации в насадочном слое  $\eta_{тн}$ , так как по ходу движения газожидкостной смеси он встречается первым. Далее рассчитывается сепарационная секция, на которой установлены центробежные элементы с завихрителем.

Аэрозольные частицы газожидкостного потока в определенный момент своего движения достигают пристеночной области, где касаются ее и осаждаются на ней. Если поверхность стенки удерживает частицы, то поверхность является смачиваемой. Мерой интенсивности осаждения частиц из турбулентного потока газа на стенках является так называемая скорость турбулентного осаждения частиц [16]:

$$u_t = \frac{j_w}{c_m} \quad (5.2)$$

где  $u_t$  – скорость турбулентного осаждения (миграции) частиц, м/с;  $j_w$  – удельный поток частиц к стенке, кг/м<sup>2</sup>·с;  $c_m$  – средняя по поперечному сечению концентрация частиц, кг/м<sup>3</sup>.

Для процесса турбулентного осаждения аэрозолей часто используется безразмерный эквивалент скорости осаждения, который имеет вид:

$$u_{t+} = \frac{u_t}{u_*} \quad (5.3)$$

где  $u_*$  – динамическая скорость, м/с,  $u_t$  – скорость турбулентного осаждения (миграции) частиц, м/с.

Медниковым Е.П. [63] предлагается обобщающая эмпирическая формула для расчета  $u_{t+}$ :

$$u_{t+} = 7,25 \cdot 10^{-4} \left( \frac{\tau_+}{1 + \omega_E \tau_p} \right)^2 \quad (5.4)$$

где  $\tau_+$  – безразмерное время релаксации;  $\tau_p$  – время релаксации, с;  $\omega_E$  – угловая частота энергоемких пульсаций, с<sup>-1</sup>.

$$\tau_+ = \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_r} \quad (5.5)$$

где  $\tau_p$  – время релаксации, с;  $\nu_r$  – кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/с;  $u_*$  – динамическая скорость, м/с.

$$\tau_p = \frac{d_q^2 \rho_q}{18 \mu_r} \quad (5.6)$$

где  $d_q$  – диаметр частицы, м;  $\rho_q$  – плотность вещества частицы, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_r$  – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

$$\omega_E = \frac{u_*}{0,05 d_3} \quad (5.7)$$

где  $\omega_E$  – угловая частота энергоемких пульсаций, с<sup>-1</sup>;  $d_3$  – эквивалентный диаметр канала, м;  $u_*$  – динамическая скорость, м/с.

Принимая во внимание вышеописанную информацию установлено, что расчет каждой секции сводится к определению динамической скорости потока  $u_*$ . Зная динамическую скорость потока можно вычислить скорость турбулентного осаждения частиц по формулам (5.4), (5.5) и далее, по формуле (5.1), рассчитать эффективность сепарации для каждой секции.

### 5.1.1 Методика расчета эффективности узла входа сепаратора

Расчет эффективности сепарации в насадочном слое начинается с вычисления средней скорости через фактор скорости F:

$$u_{cp} = \frac{F}{\sqrt{\rho_r}} \quad (5.8)$$

где  $\rho_r$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $u_{cp}$  – средняя скорость газа в канале, м/с.

Для прямотока задают  $F = 5 - 10$ .



Имея массовый расход газовой смеси на входе в аппарат  $G$  и зная среднюю скорость потока газожидкостной смеси, можно вычислить площадь поперечного сечения  $S_{в.т.}$  и диаметр  $D_{в.т.}$  внутренней трубы:

$$S_{в.т.} = \frac{G}{\rho_{г} u_{ср}} \quad (5.9)$$

$$D_{в.т.} = 2 \sqrt{\frac{S_{к}}{\pi}} \quad (5.10)$$

где  $G$  – массовый расход газовой смеси на входе в аппарат, кг/ч;  $\rho_{г}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $u_{ср}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $D_{в.т.}$  – диаметр внутренней трубы, м;  $S_{к}$  – площадь сечения, м<sup>2</sup>.

Плотность орошения равна:

$$q = \frac{L}{S_{в.т.} \rho_{ч}} \quad (5.11)$$

где  $L$  – расход частиц влаги, кг/с;  $S_{в.т.}$  – площадь поперечного сечения, м<sup>2</sup>;  $\rho_{ч}$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>.

$$L = G \frac{C_{ч}}{100} \quad (5.12)$$

где  $C_{ч}$  – концентрация частиц, % (масс.);  $G$  – массовый расход газовой смеси на входе в аппарат, кг/ч.

При малых концентрациях частиц плотность орошения является очень низкой, поэтому ею можно пренебречь, а сопротивление узла входа считать, как для сухой насадки (высотой 1 м). Таким образом, сопротивление узла входа определяется по следующей зависимости:

$$\Delta P_{сух}^{1м} = \frac{\lambda u_{ср}^2 \rho_{г} a_{v}}{8V_{св}^3} \quad (5.13)$$

где  $\Delta P_{сух}^{1м}$  – сопротивление насадки, Па;  $\lambda$  – коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя;  $u_{ср}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $\rho_{г}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $a_{v}$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $V_{св}$  – свободный объем насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

Коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя определяется, в зависимости от режима движения потока:

- при  $Re_{\Gamma} < 40$      $\lambda = \frac{140}{Re_{\Gamma}}$
- при  $Re_{\Gamma} > 40$      $\lambda = \frac{16}{Re_{\Gamma}^{0,2}}$
- при  $Re_{\Gamma} > 500$      $\lambda = 4,99 Re_{\Gamma}^{-0,04}$

где  $Re_{\Gamma}$  – число Рейнольдса для газа.

$$Re_{\Gamma} = \frac{4u_{\text{ср}}\nu_{\Gamma}}{a_{\nu}\mu_{\Gamma}} \quad (5.14)$$

где  $u_{\text{ср}}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $\nu_{\Gamma}$  – кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/с;  $a_{\nu}$  – удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\mu_{\Gamma}$  – коэффициент динамической вязкости газа, Па•с.

Динамическая скорость газовой смеси в узле входа газожидкостной смеси определяется по следующей полуэмпирической зависимости [52]:

$$u_{*} = 1,8 \left( \frac{\Delta P_{\Gamma-ж} u_{\text{ср}} \nu_{\Gamma}}{H_{\text{н}} \rho_{\Gamma}} \right)^{0,25} \quad (5.15)$$

где  $\Delta P_{\Gamma-ж}$  – сопротивление газожидкостной смеси (перепад давления), Па;  $u_{\text{ср}}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $\nu_{\Gamma}$  – кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/с;  $H_{\text{н}}$  – высота слоя насадки, м;  $\rho_{\Gamma}$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

### 5.1.2 Методика расчета эффективности узла сепарационных элементов с завихрителем

Величина эффективности сепарации в узле входа влияет на значения расходов газовой смеси  $G_{\Gamma}$  и отделенной, то есть орошающей, жидкости  $L_{\Gamma}$  на входе в узел с сепарационными элементами:

$$G_{\Gamma} = G - L\eta_{\text{тн}} \quad (5.16)$$

$$L_{\Gamma} = G - G_{\Gamma} \quad (5.17)$$

где  $G$  – массовый расход газа на входе в аппарат, кг/ч;  $\eta_{\text{тн}}$  – эффективность сепарации в насадочном слое;  $L_{\Gamma}$  – массовый расход жидкости, кг/ч;  $G_{\Gamma}$  – массовый расход газа на входе в сепарационные элементы, кг/ч.

Количество сепарационных элементов можно найти по формуле:

$$n_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} u_{\text{ср}} S_{\Gamma}^1} \quad (5.18)$$

где  $G_T$  – массовый расход газа на входе в сепарационные элементы, кг/с;  $S_T^1$  – площадь сечения одной трубки сепарационного элемента, м;  $u_{cp}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $\rho_r$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

$$S_T^1 = \frac{3,14 d_T^2}{4} \quad (5.19)$$

где  $d_T$  – диаметр одной трубки сепарационного элемента, м.

Средняя скорость в трубке  $u_{cp}$  должна быть больше 30 м/с; она задается в пределах 35–50 м/с.

Перепад давления  $\Delta P_{r-ж}$ , обусловленный трением газа и жидкости, находится в зависимости от плотности орошения трубок  $q$  по выражению:

$$q = 3600 \frac{L_T}{(S_{в.т.} - S_T) \rho_ч} \quad (5.20)$$

где  $L_T$  – массовый расход жидкости, кг/ч;  $S_{в.т.}$  – площадь поперечного сечения трубки, м<sup>2</sup>;  $S_T$  – общая площадь поперечного сечения трубок, м<sup>2</sup>;  $\rho_ч$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>.

$$S_T = S_T^1 n_T \quad (5.21)$$

где  $S_T^1$  – площадь сечения одной трубки, м<sup>2</sup>;  $n_T$  – количество трубок, шт.

При плотности орошения трубок  $q > 1$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> ч перепад давления находится экспериментально, при  $q < 1$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> ч считается, что сепарационные элементы практически не орошаются:

$$\Delta P_{r-ж} = \Delta P_{сух} = \lambda_3 \frac{H_T \rho_r u_{cp}^2}{d_э^2} \quad (5.22)$$

где  $\lambda_3$  – коэффициент гидравлического сопротивления, вызванный закруткой;  $H_T$  – длина трубок сепарационных элементов, м;  $u_{cp}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $\rho_r$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $d_э$  – эквивалентный диаметр канала с ленточным завихрителем, м.

$$d_э = \frac{(\pi d_T - 4 \delta_{лн}) d_T}{\pi d_T + 2 d_T} \quad (5.23)$$

где  $\delta_{лн}$  – толщина ленты, м;  $d_T$  – диаметр трубки, м.

В зависимости от критического значения числа Рейнольдса:

$$Re_{кр} = 2300 + 87000 \left( \frac{d_T}{S_{лз}} \right)^{1,16} \quad (5.24)$$

где  $d_T$  – диаметр трубки, м;  $S_{ЛЗ}$  – шаг завихрителя, м.

Расчет коэффициентов сопротивления можно выполнить по уравнениям Щукина [52] при  $Re \leq Re_{кр}$ :

$$\lambda_3 = \frac{6,34}{Re^{0,474}} \left(\frac{d_T}{d_3}\right)^{0,263} + \frac{25,6}{Re} \quad (5.25)$$

где  $\lambda_3$  – коэффициент гидравлического сопротивления, вызванный закруткой;  $d_T$  – диаметр трубки, м;  $d_3$  – диаметр кривизны спирального канала сепарационного элемента, м;  $Re$  – число Рейнольдса.

При турбулентном режиме  $Re > Re_{кр}$

$$\lambda_3 = \frac{0,705}{Re^{0,28}} \left(\frac{d_T}{d_3}\right)^{0,09} + 0,009 \left(\frac{d_T}{d_3}\right)^{0,65} \quad (5.26)$$

где  $\lambda_3$  – коэффициент гидравлического сопротивления, вызванный закруткой;  $d_T$  – диаметр трубки, м;  $d_3$  – диаметр кривизны спирального канала сепарационного элемента, м;  $Re$  – число Рейнольдса.

$$Re = \frac{u_{cp} d_3}{\nu_\Gamma} \quad (5.27)$$

где  $u_{cp}$  – средняя скорость газа в канале, м/с;  $d_3$  – эквивалентный диаметр канала с ленточным завихрителем, м;  $\nu_\Gamma$  – кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/с.

$$\frac{d_3}{d_T} = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi^2} \left(\frac{S_{ЛЗ}}{d_T}\right)^2 \quad (5.28)$$

где  $d_3$  – диаметр кривизны спирального канала сепарационного элемента, м;  $d_T$  – диаметр трубки, м;  $S_{ЛЗ}$  – шаг завихрителя, м.

Зависимость для  $\lambda_3$  справедлива при  $\frac{S_{ЛЗ}}{d_T} = 3,6 - 22$ .

Динамическая скорость газовой смеси в сепарационных элементах определяется по следующей зависимости, полученной из уравнения баланса сил:

$$u_* = d_T \left(\frac{\pi \Delta P_{\Gamma-ж}}{4 F_T \rho_\Gamma \cos \theta}\right)^{0,5} \quad (5.29)$$

где  $d_T$  – диаметр трубки, м;  $\Delta P_{\Gamma-ж}$  – сопротивление газожидкостной смеси (перепад давления), Па;  $\rho_\Gamma$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $F_T$  – поверхность элемента, м<sup>2</sup>;  $\theta$  – угол подъема винтовой линии.

$$\theta = \arctan \left(\frac{\pi d_T}{S_{ЛЗ}}\right) \quad (5.30)$$

где  $d_T$  – диаметр трубки, м;  $S_{лз}$  – шаг завихрителя, м.

По данной методике выполнены расчеты параметров экспериментального сепаратора и проведены экспериментальные исследования работы сепаратора при вовлечении попутного нефтяного газа в природный газ сеноманского яруса.

## 5.2 Экспериментальные исследования работы сепаратора при подготовке ПГ в смеси с ПНГ

### 5.2.1 Задача и постановка исследования работы сепаратора

Исследование работы предложенной конструкции сепаратора включали измерение давления потока, температуры и скоростей газа в аппарате.

Основная задача исследования – определение расчетным и экспериментальным (инструментальные замеры) путем эффективности осаждения капельной жидкости в аппарате и содержание капель в потоке газа на выходе из сепаратора. В процессе проведения инструментальных замеров получены наглядные изображения улавливания частиц тяжелых углеводородов и накопление их в кубовой части сепаратора (рисунок 5.1). Достоверность полученных расчетных значений определялась на основе сравнения наработки сепаратора в реальных условиях эксплуатации.



Рисунок 5.1 – Кубовая часть сепаратора с наличием тяжелых углеводородов

### 5.2.2 Параметры расчета

Физические параметры потока газа: текущая среда – ПГ и ПНГ, компонентный состав газа представлен в предыдущей главе в таблице 4.3. Исходные данные для выполнения расчета представлены в таблице 5.1. Искомыми величинами являются концентрация капельной жидкости в очищенном газе, расчетное значение коэффициента сепарации, перепад давления газа.

Таблица 5.1 – Исходные данные для расчета

№ п.п.	Расход газа, Q, тыс.нм <sup>3</sup> /час	Давление газа на входе в сепаратор, P, МПа	Температура газа в аппарате, T, °С
1	275,5	1,53	9,0
2	270,5	1,51	8,0
3	260,0	1,43	8,8
4	250,1	1,31	8,5
5	244,4	1,22	8,6
6	230,5	1,11	8,9
7	210,7	0,94	8,7

### 5.2.3 Результаты расчета

По представленной математической модели выполнены расчеты эффективной работы сепаратора, оснащенного внутренними сепарационными устройствами производства компании ООО ИВЦ «Инжехим». Общий вид конструкции сепаратора представлен на рисунке 5.2.

Применение трехступенчатой очистки газа показывает способность улавливания механических примесей в случае использования на объектах подготовки сеноманского газа, а также доказано эффективное улавливание частиц тяжелых углеводородов при подготовке попутного нефтяного газа

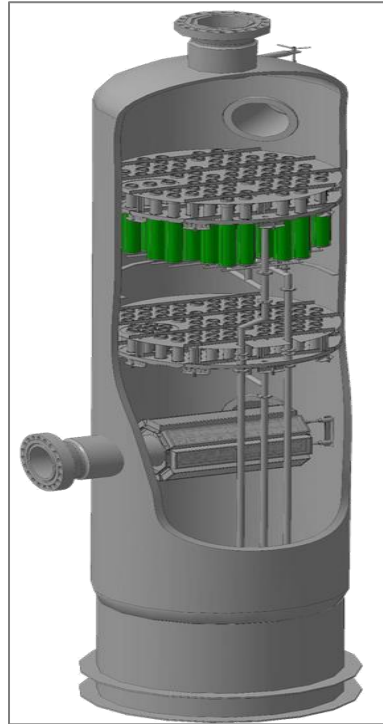


Рисунок 5.2 – Конструкция сепаратора

На рисунке 5.3 представлен график зависимости расхода газа от давления газа по аппарату. По результатам расчета данная зависимость имеет практически линейный вид.

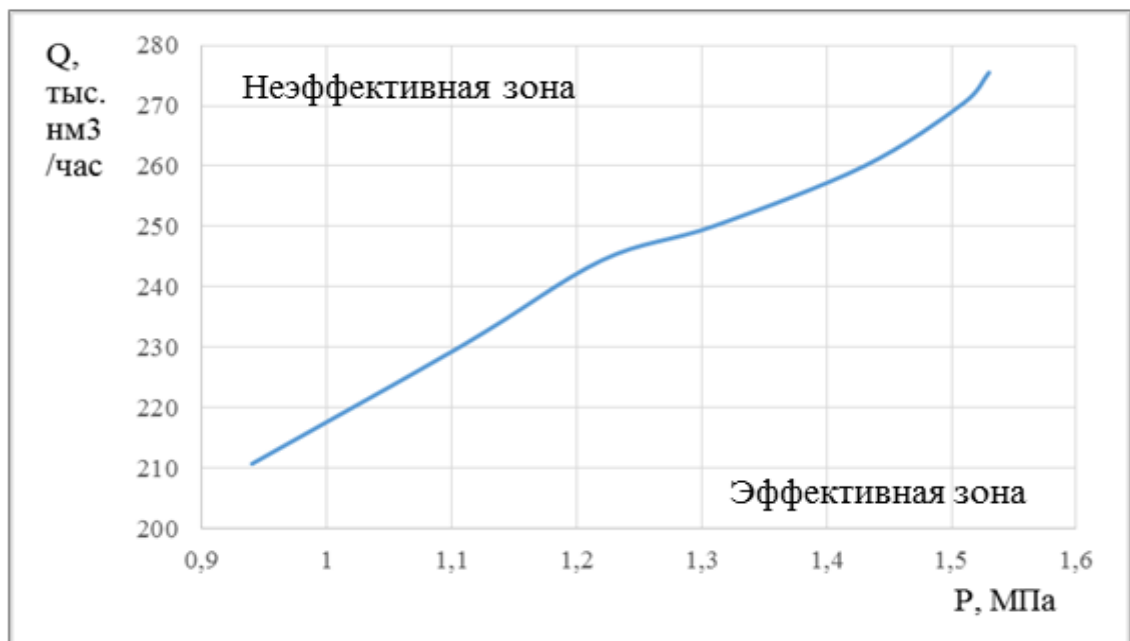


Рисунок 5.3 – График зависимости расхода газа от давления

### 5.3 Анализ полученных результатов

Для сравнения эффективной работы сепаратора с математической моделью выполнен комплекс инструментальных замеров и расчёт эффективности работы сепаратора для подготовки попутного нефтяного газа при смешении с природным газом сеноманского горизонта. Исследования проводились на различных схемах эксплуатации с целью достижения высоких значений капельной жидкости в газе на входе сепаратора.

Инструментальные замеры уноса капельной жидкости с газом после сепаратора проводились измерителем уноса жидкости ГПР 420.00.000, согласно руководству по эксплуатации АО «ЦКБН» [91]. Значения перепада давления и давления газа в сепараторе определено согласно показаниям АСУ ТП (класс точности измерительных приборов 1,5). Отвод уловленной жидкости контролировался по массовому расходомеру «MicroMotion», установленному на линии слива сепаратора, а также по трендам показаний уровнемера. Для подтверждения достоверности полученных данных расходов жидкости в течение суток был организован отвод жидкости из сепаратора в отдельную дренажную емкость. В результате получено, что объем жидкости, отводимой из сепаратора за сутки, составляет от 1,6 до 8,6 м<sup>3</sup> в зависимости от режима работы.

На зависимость эффективности работы сепаратора от нагрузки на аппарат по жидкости (концентрация на входе) влияет состояние газожидкостного потока. В условиях низкой концентрации капельной жидкости в потоке газа за счет образования мелкодисперсной фазы процесс коагуляции капель (объединения в крупные капли) затруднен. В результате при концентрации жидкости на входе 36,4 мг/нм<sup>3</sup> унос составил 24,5 мг/нм<sup>3</sup>, накопление жидкости в течение суток имело значение, близкое к 0,1 м<sup>3</sup>/сут, коэффициент сепарации при этом составил 33 %.

Поэтому, принято решение о перераспределении основных потоков по рабочим линиям сепараторов. Изменение схемы работы сепараторов позволило увеличить нагрузку на исследуемый аппарат по жидкости до 782,5 мг/м<sup>3</sup> (на входе). В этих условиях унос жидкости соответствует 27,4 мг/нм<sup>3</sup>, объем



отсепарированной жидкости составил 0,36 м<sup>3</sup>/ч, коэффициент сепарации имеет значение 96 %.

По полученным результатам в соответствии с СТО Газпром 2-2.1-588-2011 определена эффективная работа сепаратора на разных режимах работы. Данные инструментальных замеров и расчетов представлены в таблице 5.2.

Выполненные инструментальные замеры показали, что унос капельной жидкости в рабочих условиях находится в пределах 6 – 40 мг/м<sup>3</sup>, при этом коэффициент сепарации в диапазоне от 0,96 до 0,99, что позволяет сделать вывод о эффективной работе сепарационного оборудования в условиях присутствия в смеси с природным газом попутного нефтяного газа.

Гидравлическое сопротивление не превышает 24 кПа, на всех режимах эксплуатации.

Таблица 5.2 – Экспериментальные и расчетные данные эффективности сепаратора

№ эксп.	Расход газа, Q, тыс.м <sup>3</sup> /час	Давление газа на входе в сепаратор, P, МПа	$\eta_{\text{экс}}$ , %	$\eta_{\text{расч}}$ , %
1	222,0	1,53	99,1	98,1
2	236,0	1,51	96,0	98,3
3	264,0	1,43	97,2	96,2
4	233,1	1,31	97,0	96,9
5	166,5	1,22	99,1	97,5
6	148,0	1,11	99,0	97,9
7	160,0	0,94	98,0	98,1

На рисунке 5.4 представлена зависимость эффективности процесса сепарации от давления в аппарате.

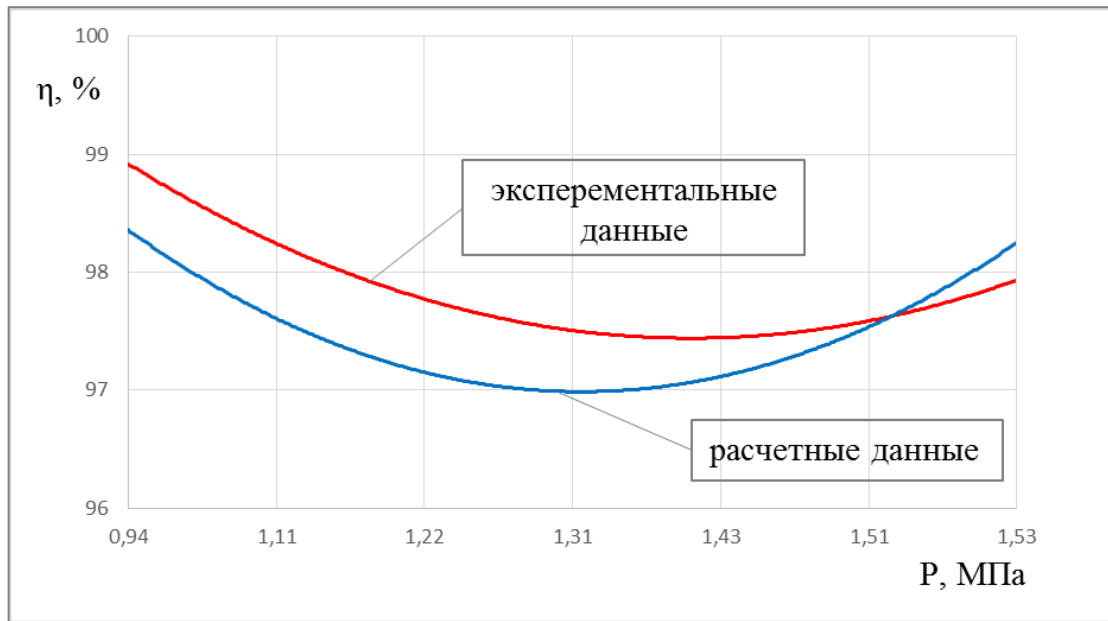


Рисунок 5.4 – Зависимость эффективности сепарации

В соответствии с рисунком 5.4 видно, что результаты расчета эффективности работы сепаратора и экспериментальные инструментальные замеры, проведенные на разных режимах работы, имеют сходимость.

### Выводы

1. Экспериментальные исследования показали работоспособность предлагаемой комбинированной конструкции сепаратора. Выполнены инструментальные замеры определения эффективности работы сепаратора с целью сходимости результатов с расчетными данными. Методику расчета эффективности работы сепаратора можно рекомендовать для расчетов аналогичных аппаратов газоочистки.

Выявлено, что высокая эффективность работы сепаратора достигается в узком диапазоне скорости по аппарату от 0,8 м/с до 1,2 м/с, с производительностью по сепаратору 250 – 280 тыс.м<sup>3</sup>/час. Регулирование эффективности обеспечивается эксплуатацией оптимального количества аппаратов.

2. Эффективность работы сепараторов имеет зависимость от:

- влагосодержания газа: при концентрации капельной жидкости на входе в аппарат ниже 30 мг/м<sup>3</sup> не обеспечивается «смачиваемость» сепарирующей

поверхности, отсутствие поверхностного натяжения жидкостной пленки на корпусе каплеуловителя приводит к срыву капельной жидкости и уносу из аппарата;

- скорости потока газа – при повышении скорости газа степень диспергирования капель в сепарационных элементах увеличивается, образуются более мелкие капли, что приводит к снижению эффективности процесса сепарации и увеличению нагрузки на секцию доулавливания. Перераспределение основной нагрузки по жидкости на секцию доулавливания влечет повышенный унос капельной жидкости и увеличение перепада по аппарату. В свою очередь, низкая скорость газожидкостного потока приводит к снижению центробежной силы, что ведет к ухудшению процесса диспергирования в сепарационных элементах (каплеуловителях).

При работе распределителя газожидкостного потока отбиваются самые укрупненные капли жидкости и поступают в кубовую часть сепаратора, а вторичный унос капель предотвращается за счет значительного снижения скорости газового потока на выходе из распределителя, что обусловлено большой площадью его внешней поверхности.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Итоги выполненного исследования заключаются в следующем:

1. Предложен оптимальный тип сепаратора с лучшими технико-экономическими показателями и новая конструкция сепаратора, которая учитывает влияние тяжелых углеводородов на эффективную работу внутренних сепарационных элементов. Предложенная конструкция сепаратора имеет три основных узла – узел входа газожидкостной смеси, узел сепарации и узел доулавливания мелкодисперсной жидкости, которые обеспечивают коэффициент эффективности сепарации более 96 %.

2. Проведено теоретическое исследование осаждения частиц в потоке газа по модели Е.П. Медникова. Данная модель отражает реальную картину и позволяет решать дифференциальные уравнения массопереноса частиц с учетом источника турбулентно - инерционного механизма переноса, а также дает оценку интенсивности турбулентного осаждения аэрозольных частиц в рассматриваемом сепараторе, что достаточно хорошо и в целом соответствует экспериментальным данным. Для оперативного определения эффективности процесса сепарации предложена инженерная методика построения модели работы сепаратора с применением производственной функции Кобба-Дугласа. Построенная модель с достаточной точностью и относительной погрешностью до 2 % описывает текущие режимы работы сепаратора при изменении термобарических условий, рассчитанных по полной математической модели. Данная инженерная методика может применяться для определения эффективности при текущих технологических режимах, а также для контроля и регулирования режимов работы сепарационного оборудования.

3. Разработана математическая модель сепаратора с центробежными элементами и проведены экспериментальные исследования, которые показали работоспособность предлагаемой комбинированной конструкции сепаратора. Выполнены экспериментальные инструментальные замеры определения эффективности работы сепаратора с целью сходимости результатов с

математической моделью. Данную математическую модель можно рекомендовать для расчетов аналогичных аппаратов газоочистки.

Выявлено, что высокая эффективность работы сепаратора достигается в узком диапазоне скоростей по аппарату от 0,8 м/с до 1,2 м/с, с производительностью по сепаратору 250 – 280 тыс.м<sup>3</sup>/час. Регулирование эффективности обеспечивается эксплуатацией оптимального количества аппаратов.

#### 4. Эффективность работы сепараторов имеет зависимость от:

- влагосодержания газа: при концентрации капельной жидкости на входе в аппарат ниже 30 мг/м<sup>3</sup> не обеспечивается «смачиваемость» сепарирующей поверхности, отсутствие поверхностного натяжения жидкостной пленки на корпусе каплеуловителя приводит к срыву капельной жидкости и уносу из аппарата;

- скорости потока газа – при повышении скорости газа степень диспергирования капель в сепарационных элементах увеличивается, образуются более мелкие капли, что приводит к снижению эффективности процесса сепарации и увеличению нагрузки на секцию доулавливания. Перераспределение основной нагрузки по жидкости на секцию доулавливания влечет повышенный унос капельной жидкости и увеличение перепада по аппарату. В свою очередь, низкая скорость газожидкостного потока приводит к снижению центробежной силы, что ведет к ухудшению процесса диспергирования в сепарационных элементах (каплеуловителях).

При работе распределителя газожидкостного потока вторичный унос капель предотвращается за счет значительного снижения скорости газового потока на выходе из распределителя, что обусловлено большой площадью его внешней поверхности. Зафиксировано улавливания частиц тяжелых углеводородов и накопление их в кубовой части сепаратора.

5. Разработана методика планирования объёмов попутного нефтяного газа, вовлекаемого в процесс подготовки газа на УКПГ без ухудшения товарных свойств

конечной продукции и последующей подачей в магистральный газопровод. По данной методике на примере Западно-Таркосалинского газового промысла компании ООО «Газпром добыча Ноябрьск» выполнен расчет предельного содержания попутного нефтяного газа в смеси с природным газом. Рекомендовано при поставке и вовлечении попутного нефтяного газа в смеси с природным газом на установках комплексной подготовки газа ориентироваться на кривые конденсации фазовых диаграмм смеси ПГ и ПНГ.

**СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ**

АСУ ТП – автоматизированная система управления ТП

ТП – технологический процесс

ПНГ – попутный нефтяной газ

ПГ – природный газ

ИС – индекс согласованности

ОС – отношение согласованности

ПСС – показатель случайной согласованности

УГМК – универсальный газовый малогабаритный каплеотделитель

ГПА – газоперекачивающий агрегат

ДКС – дожимная компрессорная станция

ГПЗ – газоперерабатывающий завод

СОГ – сухой отбензиненный газ

СГБ – стабильный газовый бензин

СПГ – сжиженный природный газ

ШФЛУ – широкая фракция легких углеводородов

СПБТ – смесь пропана и бутана техническая

КС – компрессорная станция

УКПГ – установка комплексной подготовки газа

ГГП – газ горючий природный

ТТРв – температура точки росы по воде

ТТРув – температура точки росы по углеводородам

ДЭГ – диэтиленгликоль

ТЭГ – триэтиленгликоль

**СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ**

1. Арнольд К. Справочник по оборудованию для комплексной подготовки газа. Промысловая подготовка углеводородов: пер. с англ. / К. Арнольд, М. Стюард. – М.: ООО «Премиум Инжиниринг», 2009. – 630 с.
2. Арнольд К. Справочник по оборудованию для комплексной подготовки нефти. Промысловая подготовка углеводородов: пер. с англ. / К. Арнольд, М. Стюард. – М.: ООО «Премиум Инжиниринг», 2011. – 776 с.
3. Ахлямов М.Н., Байгузин Ф.А., Шигапов И.М., Хайруллин Г.М. Методика и устройство измерения уноса капельной жидкости на установках подготовки газа // Газовая промышленность. – 2009. – №4. – с.79-80.
4. Ахмедов К. А. О применении идентификационных моделей при расчете фазовых превращений // Изв. вузов. Нефть и газ. – 1978. – № 6. – с. 26-30.
5. Бараз В. И. Добыча нефтяного газа. М.: Недра, – 1983. 204 с.
6. Баренблатт Г. И. Фильтрация двух несмешивающихся жидкостей в однородной пористой среде // Изв. АН СССР. МЖГ. – 1971. – № 5. – с. 144-151.
7. Баренблатт Г. И., Ентов В. И. Неравновесные эффекты при фильтрации несмешивающихся жидкостей // Численные методы решения задач фильтрации многофазной несжимаемой жидкости. Новосибирск, ИТПМ. – 1972. – с. 33-43.
8. Баренблатт Г. И., Ентов В. И., Рыжик В. М. Движение жидкости и газов в природных пластах. – М.: Недра, 1984. – 211 с.
9. Баринов Б.А. Повышение эффективности работы газонефтяных сепараторов в процессе их эксплуатации. М.; ВНИИОЭНГ, Нефтепромысловое дело, 1980. – №6.
10. Бедриковецкий П. Г., Каневская Р. Д., Лурье М.В. Эффекты неравновесной сорбции, растворения и теплообмена при вытеснении нефти активными жидкостями // Доклады Академии наук СССР, Т.260. – 1982. – № 6.



11. Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. М.: Недра, 1980. – 193 с.
12. Бекиров Т.М., Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата, М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 1999. – 596 с.
13. Белевицкий А.М. Проектирование газоочистительных сооружений. – Л.: Химия, 1990. – 288 с.
14. Берман Л.Д., Фукс С.Н. - Теплоэнергетика, 1958, № 8, – с. 66-74.
15. Бесков С.Д. Технохимические расчеты. М.: Высшая школа, 1966. – 520 с.
16. Бойко С.И., Мильштейн Л.М., Зиберт Г.К. и др. О создании трехфазного разделителя с коалесцирующими элементами: Переработка нефтяных газов. М.: ВНИИОЭНГ, 1979. – вып. 5. – с. 134-138.
17. Бойко С.И., Литвиненко А.В., Прусаченко С.В. Защита промышленных объектов газопереработки от залповых выбросов жидкости из газопровода, 2010. – с. 84-90.
18. Бойко С.И., Килинник С.В. Сепарационное оборудование, разработанное в ОАО «НИПИгазпереработка» // Сборник материалов Всероссийского межотраслевого совещания по теме «Рациональное использование нефтяного газа и других видов легкого углеводородного сырья»: докл. - М., 1999.
19. Бойко С.И., Килинник С.В., Трофимов А.С. Сепарационно-разделительная аппаратура в условиях сбора, подготовки, транспорта и переработки нефтяного газа // Сборник материалов Всероссийского межотраслевого совещания по теме «Проблемы получения и использования легкого углеводородного сырья»: Тез. докл. - М: ООО «ИРЦ Газпром», 2001.
20. Бриллиант Л.С., Евдошук П.А., Антипин М.А. Возможность эффективной доразработки нефтяных месторождений за счет растворения из выделившегося из нефти газа // Нефтяное хозяйство. – 2004. – № 4. – с. 54-59.

21. Булейко В.М. Закономерности фазовых превращений углеводородных смесей в нефтегазоносных пластах разрабатываемых месторождений: дис. д-ра т. наук. - Москва: ВНИИГАЗ, ИПНГ РАН, 2007. – 277 с.
22. Вовлечение попутного нефтяного газа в технологический процесс подготовки товарной продукции. II Всероссийская научно-практическая конференция «Трубопроводный транспорт углеводородов» / Ожерельев Д. А., Шалай В. В. – 2018. – с. 111-115.
23. Воронов Е.А., Карпунин А.А. Алгоритмы иерархической оптимизации в двухуровневой многоканальной задаче «управление - регулирование» // Вестник Российского университета дружбы народов. Серия: Инженерные исследования. – 2009. – № 4. – с. 55 – 67.
24. Гриценко А. И. и др. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. – М.: Недра, 1999. – 473 с.
25. Грищенко А.И., Истомина В.А., Кульков А.И., Сулейманов Р.С. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России, М.: ОАО «Издательство Недра», 1999. – 473 с.
26. Гужов А. И. Совместный сбор и транспорт нефти и газа. - М.: Недра, 1973. – 280 с. ил.
27. Гусейнов Ч.С. и др. Движение жидкой пленки в закрученном потоке прямоточно-центробежного патрубка сепаратора // Труды ВНИИ экономики, организации производства и технологии. Экономическая информация в газовой промышленности, №9, 1975.
28. Гухман Л.М. Подготовка газа северных газовых месторождений к дальнему транспорту. Л. : Недра, 1980. – 161 с. ил.
29. Донских Б.Д., Истомина В.А., Крашениников С.В., Русанова Г.Н. Перспективные методы определения капельного уноса углеводородов с установок низкотемпературной сепарации природного газа. /Актуальные вопросы исследований пластовых систем месторождений углеводородов, 2012. – с. 265-281.

30. Жданова Н.В., Халиф А. В. Осушка природных газов. Изд. 2, перераб. и доп. М.: Недра, 1975. – 160 с.
31. Запорожец Е.П. Регулярные процессы и оборудование в технологиях сбора, подготовки и переработки нефтяных и природных газов: учеб. пособие / – Краснодар: Издательский Дом – Юг, 2012. – 620 с.
32. Зубов В.Р., Индрупский И.М. Моделирование неравновесного фазового поведения углеводородных смесей // SPE Russian Petroleum Technology Conference, 26-28 October, Moscow, Russia. – 2015. – DOI: 10.2118/176632-RU.
33. Зубов В.Р., Индрупский И.М. Неравновесные фазовые переходы в модели BlackOil // SPE Russian Petroleum Technology Conference, 26-28 October, Moscow, Russia. – 2015. – DOI: 10.2118/176739-RU.
34. Иванова М.М, Деменьтьев Л.Ф., Чоловский И.П. Нефтегазопромысловая геология и геологические основы разработки месторождений нефти газа: Учеб. Для вузов. – 2-е изд., перераб. и. доп. – М.: Недра, 1992. – 383 с.
35. Идельчик И.Е. Аэродинамика технологических аппаратов – М.: «МАШИНОСТРОЕНИЕ», 1983г. – 351 с.
36. Измерения в промышленности: Справ, изд. в 3-х кн./ Кн.2: Способы измерения и аппаратура/Под ред. Профоса П. - М.: Metallurgy, 1990. – 384 с.
37. Ильина М.Н., Старшинов Д. М., Ильина Г.Ф. Использование попутного газа нефтяных месторождений: Труды VIII Международного симпозиума им. акад. М. А. Усова студентов и молодых ученых. – Томск: Изд-во ТПУ, 2004. – с. 466-469.
38. Каневская Р.Д. Математическое моделирование гидродинамических процессов разработки месторождений. – Москва-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2003.
39. Карапетьянц М.Х. Введение в теорию химических процессов. – М.: Высшая школа, 1981. – 333 с.

40. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1973. – 750 с.
41. Касперович А.Г., Магарил Р.З. Балансовые расчеты при проектировании и планировании переработки углеводородного сырья газоконденсатных и нефтегазоконденсатных месторождений. М.: КДУ, 2008. – 412 с.
42. Катц Д.Л. Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа. М.: Недра, 1965. – 676 с.
43. Килинник С.В. Разработка элементов конструктивных схем для прямоточных центробежных газосепараторов. – Дис. канд. техн. наук: 05.14.04, – М: РГБ, 2005.
44. Климова Г.Н., Литвак В. В., Яворский М. И. Перспективы энергетического использования попутного нефтяного газа // Промышленная энергетика, 2002. – №8. – с. 2-4.
45. Контроль за выбросами в атмосферу и работой газоочистных установок на предприятиях машиностроения. Практическое руководство. – М.: Машиностроение, 1984. – 128 с.
46. Коротаев Ю.П. Подготовка газа к транспорту. / Ю.П. Коротаев, Б.П. Гвоздев, А.И Гриценко, «Недра», М.: 1972, – с. 104-121.
47. Коршак А.А., Шамазов А. М. Основы нефтегазового дела: учебник. 2-е изд., доп. и испр. Уфа: ДизайнПолиграфСервис, 2002. – 544 с.
48. Крестовников А.Н., Вигдорович В.Н. Химическая термодинамика. – М.; Металлургия, 1973. – 250 с.
49. Крец В.Г., Лене Г.В. Основы нефтегазодобычи: учебное пособие / Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во ТГУ, 2000. – 219 с.
50. Кривоное Б.М. Повышение эффективности сжигания газа и охрана окружающей среды. – Л.: Недра, 1986. – 280 с.

51. Ланчаков Г.А. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчета оборудования / Г.А. Ланчаков, А.Н. Кульков, Г.К. Зиберт. – М.: Недра, 2000. – 280 с.
52. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизация теплообменных установок в нефтехимии. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2010. – 574 с.
53. Леонтьев С.А., Галикеев Р.М., Фоминых О.В. Расчет технологических установок систем сбора и подготовки скважинной продукции: учебное пособие - Тюмень: ТюмГНГУ, 2010. – 116 с.
54. Лобанова О.А., Зубов В.Р., Индрупский И.М. Неравновесное фазовое поведение углеводородных смесей. Часть 1: эксперименты // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – 2014. – № 11. – с. 18-23.
55. Лобанова О.А., Зубов В.Р., Индрупский И.М. Неравновесное фазовое поведение углеводородных смесей. Часть 2: моделирование фильтрации // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – 2014. – № 12. – с. 17-21.
56. Лобанова О.А., Индрупский И.М. Моделирование взаимовлияния гидро и термодинамических процессов при фильтрации углеводородных систем // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – 2010. – № 10. – с. 19-23.
57. Лобанова О.А., Индрупский И.М. Неравновесные и масштабные эффекты в моделировании фазового поведения углеводородных смесей // Нефтяное хозяйство. – 2012. – № 6. – с. 49-53.
58. Лопатников Л.И. Экономико-математический словарь. – М.: Дело, 2003. – 520 с.
59. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. М. Недра, 1979.
60. Максимов В.М. Основы гидротермодинамики пластовых систем. - М.: Недра, 1994. – 201 с.

61. Малышев В.Л., Моисеева Е.Ф., Калиновский Ю.В. Сравнительный анализ определения термодинамических свойств метана на основе уравнения состояния Пенга-Робинсона и метода молекулярной динамики // Socar Proceedings №2, 2018. – с.33-40.
62. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Наука, 1981. 178 с.
63. Мильштейн Л.М., Бойко С.И. и др. патент РФ № 2011917 "Устройство для отвода жидкости из газопровода" ,1996. – БИ. №8.
64. Мирзаджанзаде А.Х., Кузнецов О.Л., др. Основы технологии добычи газа. – М.: Недра, 2003. – 880 с.
65. Мирзаджанзаде А.Х., Максудов Ф.Г., др. Теория и практика применения неравновесных систем в нефтяной промышленности. – Баку: Эльм, 1985. – 220 с.
66. Назаров А.В. Развитие методов математического моделирования для проектирования и анализа разработки нефтегазоконденсатных месторождений: дис. д-ра т. наук. – Ухта: ВНИИГАЗ, 2012. – 430 с.
67. Николаев Н.А. Исследование и расчет высокоэффективных аппаратов вихревого типа: Автореф. дис. д-ра техн. наук. – Казань, 1974.
68. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Под ред. Ю.Л. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
69. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1987. – 576 с.
70. Перри Дж. Справочник инженера-химика: т. П - Л.: Химия, 1969. – 504 с.
71. Прием газа сторонних недропользователей на объекты ООО «Газпром добыча Ноябрьск. / Ридель И.А., Медведев М.В., Манихин О.Ю., Ряпалов М.Л., Ожерельев Д.А. // Газовая промышленность. №5, 2015. – с. 62-64.
72. Протасов А.А. Нормативно - законодательная база как основа рационального использования попутного нефтяного газа в России. – Ханты-Мансийск, 2006. – 38 с.

73. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник/Под ред. Судакова Е.Н. - М.: Химия, 1979. – 568 с.
74. Расчеты химико-технологических процессов/ Под ред. Мухленова И.П. – Л.: Химия, 1982. – 248 с.
75. Розенберг М.Д., Кундин С.А. Многофазная многокомпонентная фильтрация при добыче нефти и газа. – М.: Недра, 1976. – 335 с.
76. Розенцвейг А.К., Гравцов В.Г. Автоматизация расчётов при проектировании систем нефтесбора / Обз. информ. Сер. Нефтепромысловое строительство, вып.1 (25). – М.: ВНИИОЭНГ, 1982. – с. 34-50.
77. Росляков П.В., Закиров И.А. Нестехиометрическое сжигание природного газа и мазута на тепловых электростанциях. – М.: Изд-во МЭИ, 2001. – 144 с.
78. Рябцев Н.И. Природные и искусственный газы. М.: Изд-во лит-ры по строительству, 1967. – 326 с.
79. Саати Т. Принятие решений. Метод анализа иерархий / пер. с англ. Р.Г. Вачнадзе. – М.: Радио и связь, 1993. – 278 с.
80. Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных систем в нефтегазопромысловом оборудовании. М.: Недра, 1990. – 272 с.
81. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. - 3-е изд., перераб. и доп. - М.: ООО «Недра- Бизнесцентр», 2000. – 677 с.
82. Смирнов А.С. Сбор и подготовка нефтяного газа на промысле. М.: Недра, 1971. – 254 с.
83. Смольянинова Н.М. и др. Нефти, газы и газовые конденсаты Томской области. Томск: Изд-во Томского ун-та, 1978. – 233 с.
84. Соловьянов А.А. Попутный нефтяной газ. Технология добычи, стратегии использования: учеб. пособие / А. А. Соловьянов, В. В. Тетельмин, В. А. Язев. – Долгопрудный; Издательский Дом «Интеллект», 2013. – 208 с.

85. Спейшер В.А., Горбаненко А. Д. Повышение эффективности использования газа и мазута в энергетических установках. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 183 с.
86. Стаскевич Н.Л., Северинец Г.Н., Вигдорчик Д.Л. Справочник по газоснабжению и использованию газа. – Л.: Недра, 1990. – 762 с.
87. СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия». – М.: Стандарт организации, 2011. – 18 с.
88. СТО Газпром 2-2.1-588-2011 «Типовые технические требования к технологическому оборудованию для объектов добычи газа». – М.: Стандарт организации, 2012. – 117 с.
89. Стратегия использования попутного нефтяного газа в Российской Федерации / Соловьянов А. А. [и др.]. – М.: ЗАО Редакция газеты «Кворум», 2008. – 320 с.
90. Технологический регламент опасных производственных объектов Западно-Таркосалинского месторождения ООО «Газпром добыча Ноябрьск», ДОО «ВНИПИгаздобыча», 2018г. – 210 с.
91. Толстов В.А., Палей Б.С. Измеритель уноса жидкости. Руководство по эксплуатации ГПР 420. ДОО ЦКБН ОАО «Газпром», Подольск, 2013. – 27 с.
92. Толстов В.А., Ромашов А.П., Панин В.В. «Методика и средства определения содержания капельной жидкости и механических примесей в газовом потоке. Научно-технический сборник «Транспорт и подземное хранение газа» (ООО «Газпром экспо»), 2012 г. – №1, – с.18-31.
93. Транспорт, хранение и использование газа в народном хозяйстве/ Экспресс-информ. - М.: ВНИИЭГазпром, 1980 - 1982.
94. Требин Ф.А., Гриценко А.И. Изменение состава продукции газоконденсатных скважин с падением пластового давления. - М.: Нефтяное хозяйство, 1966, – № 5, – с. 39- 43.



95. Тронов В.П. Сепарация газа и сокращение потерь нефти. – Казань: «Фэн», 2002. – 408 с.
96. Тронов В.П. Промысловая подготовка нефти. – Казань: «Фен», 2000. – 416 с.
97. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. – М.: Химия, 1972. – 248 с.
98. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И., Решидов И.К. Очистка промышленных газов от пыли. - М.: Химия, 1981. – 392 с.
99. Хаустов А.П., Редин М.М. Охрана окружающей среды при добычи нефти. – М.: Дело, 2006. – 551 с.
- 100.Эльтерман В.М. Охрана воздушной среды на химических и нефтехимических предприятиях. – М.: Химия, 1985, – 160 с.
- 101.AspenTech HYSYS, Руководство пользователя, 2006, – 233 с.
- 102.Bourgeois M. J., Gommard D. R., Gouas H. Simulating Early Gas Breakthrough in Undersaturated Oil Using Alpha-Factors // SPE Abu Dhabi International Petroleum Conference and Exhibition. – 2012. – DOI: [dx.doi.org/10.2118/161460-MS](https://doi.org/10.2118/161460-MS).
- 103.Buckley S., Leverett M. C. Mechanism of fluid in sands // Trans. AIME. - 1942. – № 146. – Pp. 107-116.
- 104.Chen Z., Huan G., Ma Y. Computational Methods for Multiphase Flows in Porous Media (Computational Science and Engineering 2. - Philadelphia, PA, USA 2006: Society for Industrial, Applied Mathematics.
- 105.Mathias P. M., Copeman T. W. Extension of the Peng-Robinson equation of state to complex mixtures: Evaluation of the various forms of the local composition concept // Fluid Phase Equilibria. – 1983. – №. 13. – Pp. 91-108.
- 106.Michelsen M. L. The Isothermal Flash Problem. Part I. Stability // Fluid Phase Equilibria. – 1982. –№9. – Pp. 1-19.
- 107.Michelsen M. L. The Isothermal Flash Problem. Part II. Phase-Split Calculation // Fluid Phase Equilibria. – 1982. – № 9. – Pp. 21-40.

108. Peng D. Y., Robinson D. B. The Characterization of the Heptanes and Heavier mFractions for the GPA Peng-Robinson Programs // GPA Research Report. – 1978. – P. 28.
109. Peng D.Y., Robinson D.B. A new two-constant equation of state // Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals. – 1976. – V.15. – Pp. 59-64.

**ПРИЛОЖЕНИЕ А. Модель технологического процесса подготовки и компримирования газа с учетом вовлечения  
ПНГ Западно-Таркосалинского газового промысла ООО «Газпром добыча Ноябрьск»**

**Рисунок А.1 – Модель технологического процесса подготовки и компримирования газа с учетом вовлечения попутного нефтяного газа**

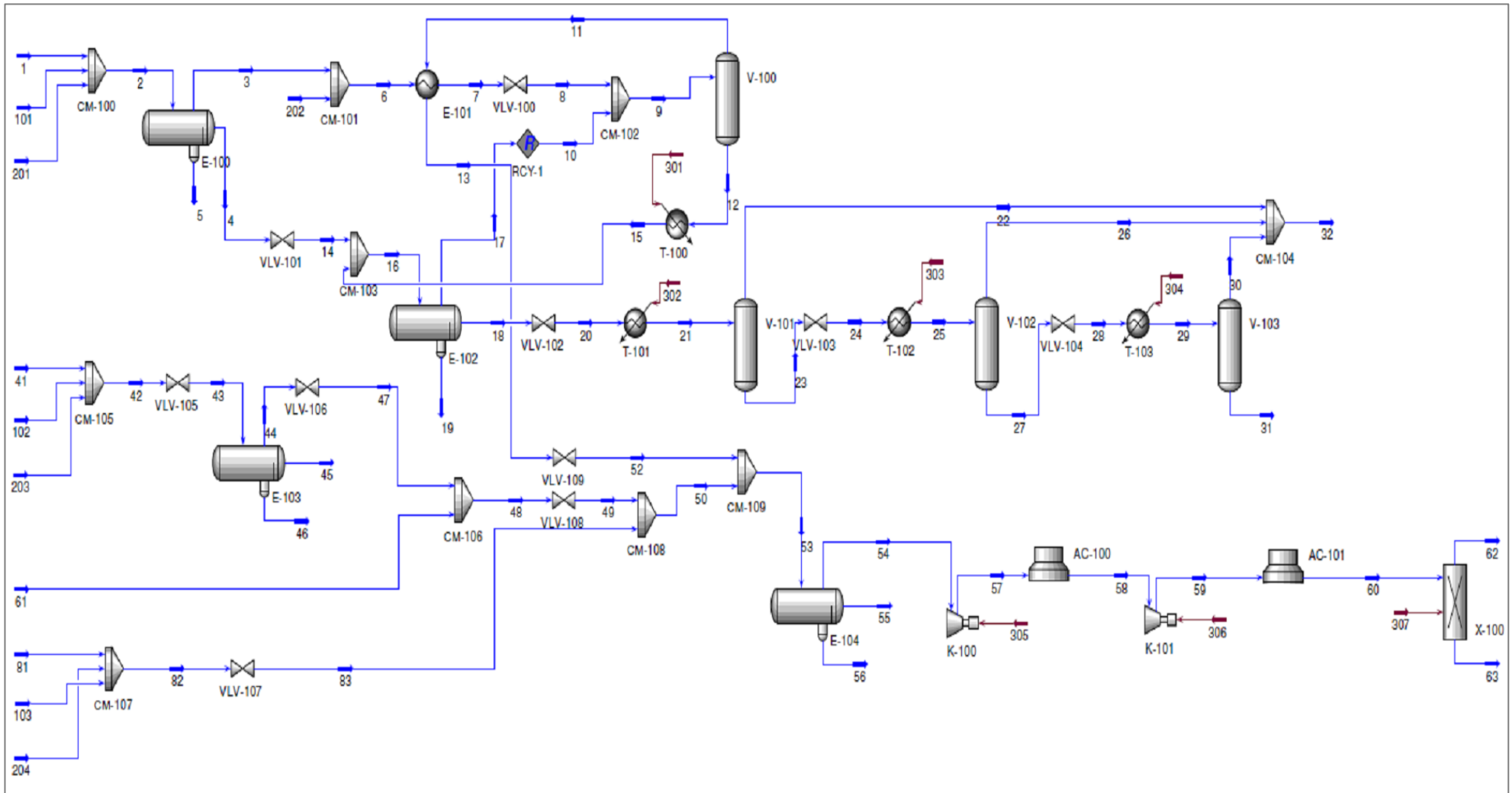


Таблица А.1 – Компонентный состав материальных потоков.

<b>Поток</b>	<b>1</b>	<b>101</b>	<b>201</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>202</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>
Доля пара	0,814	0	0	0,668	1	0	0	0	0,988	0,985	0,983	0,984	1	1	0	1
Температура, °С	5,0	5,0	5,0	7,1	7,1	7,1	7,1	5,0	5,7	0,0	-15,1	-14,7	-1,8	-14,7	-14,7	-7,2
Давление, bar	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	45,0	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0
Мотанный расход, кмоль/ч	29,48	5,55	1,03	36,06	24,11	5,43	6,52	0,31	24,42	24,42	24,42	25,20	0,78	24,80	0,40	24,80
Массовый расход, кг/ч	800,0	100,0	33,0	933,0	457,8	343,9	131,3	10,0	467,8	467,8	467,8	483,1	15,34	468,5	14,66	468,4
Объемный расход, м <sup>3</sup> /ч	1,97	0,10	0,04	2,11	1,39	0,58	0,14	0,01	1,40	1,40	1,4	1,45	0,05	1,43	0,02	1,43
<b>Поток</b>																
	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>
Доля пара	0,159	0,002	0,135	1	0	0	0,087	0,101	1	0	0,039	0,115	1	0	0,056	0,128
Температура, °С	1,8	-11,0	-1,8	-1,8	-1,8	-1,8	-5,5	2,0	2,0	2,0	-0,1	32,0	32,0	32,0	27,6	42,0
Давление, bar	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0	10,0	10,0	10,0	10,0	6,0	6,0	6,0	6,0	3,5	3,5
Мотанный расход, кмоль/ч	5,43	0,40	5,83	0,78	5,03	0,01	5,03	5,03	0,51	4,52	4,52	4,52	0,52	4,00	4,00	4,00
Массовый расход, кг/ч	343,9	14,66	358,5	15,34	342,8	0,37	342,8	342,8	11,51	331,3	331,3	331,3	17,72	313,6	313,6	313,6
Объемный расход, м <sup>3</sup> /ч	0,58	0,02	0,60	0,05	0,56	0,00	0,56	0,56	0,03	0,52	0,52	0,52	0,04	0,48	0,48	0,48

Продолжение таблицы А.1 – Компонентный состав материальных потоков.

<b>Поток</b>	<b>30</b>	<b>31</b>	<b>32</b>	<b>41</b>	<b>102</b>	<b>203</b>	<b>42</b>	<b>61</b>	<b>43</b>	<b>44</b>	<b>45</b>	<b>46</b>	<b>47</b>	<b>48</b>	<b>81</b>	<b>103</b>
Доля пара	1	0	1	1	0	0	0,830	0,969	0,830	1	0	0	1,000	1,000	1	0
Температура, °С	42,0	42,0	26,5	15,0	15,0	15,0	17,3	12,0	13,9	13,9	13,9	13,9	10,9	9,5	15,0	15,0
Давление, bar	3,5	3,5	3,5	50,0	50,0	50,0	50,0	34,0	40,0	40,0	40,0	40,0	34,0	34,0	30,0	30,0
Мотанный расход, кмоль/ч	0,51	3,48	1,55	602,6	111,0	12,48	726,1	84,24	726,1	603,0	0	123,1	603,0	687,2	421,8	77,71
Массовый расход, кг/ч	22,59	291,0	51,82	10000	2000	400,0	12400	1800	12400	10007	0	2393	10007	11807	7000	1400
Объемный расход, м <sup>3</sup> /ч	0,05	0,44	0,12	32,55	2,00	0,50	35,06	4,98	35,06	32,56	0	2,50	32,56	37,54	22,78	1,40
<b>Поток</b>	<b>204</b>	<b>82</b>	<b>83</b>	<b>49</b>	<b>50</b>	<b>52</b>	<b>53</b>	<b>54</b>	<b>55</b>	<b>56</b>	<b>57</b>	<b>58</b>	<b>59</b>	<b>60</b>	<b>62</b>	<b>63</b>
Доля пара	0	0,830	0,830	0,999	0,928	1	0,929	1	0	0	1	1	1	1	1	0
Температура, °С	15,0	17,2	11,7	-1,5	4,7	-11,7	4,4	4,4	4,4	4,4	66,9	30,0	112,0	25,0	25,0	25,0
Давление, bar	30,0	30,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	30,0	30,0	70,0	70,0	70,0	70,0
Мотанный расход, кмоль/ч	8,74	508,3	508,3	687,2	1195	24,80	1220	1134	0	86,09	1134	1134	1134,29	1134,3	1133,6	0,73
Массовый расход, кг/ч	280,0	8680	8680	11807	20487	468,5	20955	19282	0	1673	19282	19282	19283	19283	19267	15,3
Объемный расход, м <sup>3</sup> /ч	0,35	24,54	24,54	37,54	62,08	1,43	63,50	61,76	0	1,75	61,76	61,76	61,76	61,76	61,74	0,02

Таблица А.2 – компонентный состав по потокам.

Поток	Содержание компонентов по потокам, мольные доли											
	1	101	201	2	3	4	5	202	6	7	8	9
<b>Methane</b>	0,74540	0,0	0,0	0,60936	0,36251	0,21769	0,00000	0,0	0,85149	0,85149	0,85149	0,85036
<b>Ethane</b>	0,07710	0,0	0,0	0,06303	0,07394	0,09034	0,00000	0,0	0,07299	0,07299	0,07299	0,07383
<b>Propane</b>	0,05590	0,0	0,0	0,04570	0,03643	0,14178	0,00000	0,0	0,03596	0,03596	0,03596	0,03625
<b>i-Butane</b>	0,01350	0,0	0,0	0,01104	0,00552	0,04831	0,00000	0,0	0,00544	0,00544	0,00544	0,00546
<b>n-Butane</b>	0,02000	0,0	0,0	0,01635	0,00650	0,07975	0,00000	0,0	0,00641	0,00641	0,00641	0,00643
<b>i-Pentane</b>	0,00490	0,0	0,0	0,00401	0,00033	0,02293	0,00000	0,0	0,00032	0,00082	0,00032	0,00082
<b>n-Pentane</b>	0,01000	0,0	0,0	0,00817	0,00132	0,04342	0,00000	0,0	0,00131	0,00131	0,00131	0,00130
<b>Hexane</b>	0,01550	0,0	0,0	0,01267	0,00077	0,03073	0,00000	0,0	0,00076	0,00076	0,00076	0,00076
<b>Heptane</b>	0,01400	0,0	0,0	0,01144	0,00026	0,07485	0,00000	0,0	0,00026	0,00026	0,00026	0,00026
<b>n-Octane</b>	0,01200	0,0	0,0	0,00931	0,00003	0,06479	0,00000	0,0	0,00003	0,00003	0,00003	0,00008
<b>n-Nonane</b>	0,01200	0,0	0,0	0,00931	0,00003	0,06502	0,00000	0,0	0,00003	0,00003	0,00003	0,00003
<b>n-Decane</b>	0,01000	0,0	0,0	0,00317	0,00001	0,05425	0,00000	0,0	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
<b>Nitrogen</b>	0,00770	0,0	0,0	0,00629	0,00924	0,00078	0,00001	0,0	0,00912	0,00912	0,00912	0,00897
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00200	0,0	0,0	0,00163	0,00213	0,00131	0,00010	0,0	0,00210	0,00210	0,00210	0,00212
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00000	1,0	0,0	0,15394	0,00022	0,00016	0,34980	0,0	0,00022	0,00022	0,00022	0,00021
<b>Methanol</b>	0,00000	0,0	1,0	0,02356	0,00021	0,00839	0,15009	1,0	0,01299	0,01299	0,01299	0,01262

## Продолжение таблицы А.2 – компонентный состав по потокам.

Поток	Содержание компонентов по потокам, мольные доли									
	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
<b>Methane</b>	0,83127	0,36373	0,04621	0,36373	0,21769	0,04621	0,20600	0,83127	0,10900	0,00058
<b>Ethane</b>	0,09979	0,07462	0,02464	0,07462	0,09034	0,02464	0,03586	0,09979	0,03393	0,00006
<b>Propane</b>	0,04513	0,03611	0,04435	0,03611	0,14178	0,04435	0,13513	0,04513	0,14961	0,00001
<b>i-Butane</b>	0,00606	0,00528	0,01637	0,00523	0,04881	0,01637	0,04664	0,00606	0,05310	0,00000
<b>n-Butane</b>	0,00677	0,00605	0,02991	0,00605	0,07975	0,02991	0,07635	0,00677	0,03743	0,00000
<b>i-Pentane</b>	0,00074	0,00068	0,00915	0,00063	0,02293	0,00915	0,02199	0,00074	0,02536	0,00000
<b>n-Pentane</b>	0,00113	0,00101	0,01965	0,00101	0,04342	0,01965	0,04646	0,00113	0,05367	0,00000
<b>Hexane</b>	0,00053	0,00035	0,02597	0,00035	0,03073	0,02597	0,07700	0,00053	0,03915	0,00000
<b>Heptane</b>	0,00015	0,00005	0,01296	0,00005	0,07435	0,01296	0,07064	0,00015	0,08134	0,00000
<b>n-Octane</b>	0,00004	0,00001	0,00431	0,00001	0,06479	0,00431	0,06070	0,00004	0,07034	0,00000
<b>n-Nonane</b>	0,00001	0,00000	0,00193	0,00000	0,06502	0,00193	0,06072	0,00001	0,07037	0,00000
<b>n-Decane</b>	0,00000	0,00000	0,00065	0,00000	0,05425	0,00065	0,05060	0,00000	0,05864	0,00000
<b>Nitrogen</b>	0,00443	0,00911	0,00015	0,00911	0,00078	0,00015	0,00074	0,00443	0,00017	0,00002
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00271	0,00214	0,00076	0,00214	0,00131	0,00076	0,00127	0,00271	0,00105	0,00028
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00007	0,00000	0,01344	0,00000	0,00016	0,01344	0,00106	0,00007	0,00004	0,41931
<b>Methanol</b>	0,00114	0,00085	0,74804	0,00035	0,00839	0,74304	0,05878	0,00114	0,06632	0,57974



Продолжение таблицы А.2 – компонентный состав по потокам.

Поток	Содержание компонентов по потокам, мольные доли									
	20	21	102	203	42	61	43	44	45	46
<b>Methane</b>	0,10900	0,10900	0,0	0,0	0,80744	0,82260	0,80744	0,97235	0,63058	0,00000
<b>Ethane</b>	0,03393	0,08393	0,0	0,0	0,00747	0,03771	0,00747	0,00899	0,02823	0,00000
<b>Propane</b>	0,14961	0,14961	0,0	0,0	0,00341	0,05119	0,00341	0,00411	0,04151	0,00000
<b>i-Butane</b>	0,05310	0,05310	0,0	0,0	0,00105	0,01679	0,00105	0,00127	0,02970	0,00000
<b>n-Butane</b>	0,08743	0,03743	0,0	0,0	0,00095	0,01085	0,00095	0,00115	0,03701	0,00000
<b>i-Pentane</b>	0,02536	0,02536	0,0	0,0	0,00035	0,01177	0,00035	0,00042	0,03107	0,00000
<b>n-Pentane</b>	0,05367	0,05367	0,0	0,0	0,00020	0,00941	0,00020	0,00024	0,02326	0,00000
<b>Hexane</b>	0,08915	0,08915	0,0	0,0	0,00030	0,00315	0,00030	0,00036	0,10103	0,00000
<b>Heptane</b>	0,03184	0,03184	0,0	0,0	0,00004	0,00096	0,00004	0,00005	0,03897	0,00000
<b>n-Octane</b>	0,07034	0,07034	0,0	0,0	0,00001	0,00032	0,00001	0,00001	0,02149	0,00000
<b>n-Nonane</b>	0,07037	0,07037	0,0	0,0	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
<b>n-Decane</b>	0,05364	0,05364	0,0	0,0	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
<b>Nitrogen</b>	0,00017	0,00017	0,0	0,0	0,00801	0,01941	0,00801	0,00964	0,00206	0,00001
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00105	0,00105	0,0	0,0	0,00070	0,01584	0,00070	0,00083	0,00125	0,00003
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00004	0,00004	1,0	0,0	0,15288	0,00000	0,15283	0,00041	0,00068	0,89939
<b>Methanol</b>	0,06632	0,06632	0,0	1,0	0,0179	0,00000	0,01719	0,00016	0,01316	0,10057

Продолжение таблицы А.2 – компонентный состав по потокам.

Поток	Содержание компонентов по потокам, мольные доли									
	47	48	81	103	204	82	83	49	50	52
<b>Methane</b>	0,97235	0,95400	0,97290	0,0	0,0	0,80744	0,80744	0,95400	0,89168	0,86373
<b>Ethane</b>	0,00399	0,01251	0,00900	0,0	0,0	0,00747	0,00747	0,01251	0,01037	0,07462
<b>Propane</b>	0,00411	0,00988	0,00411	0,0	0,0	0,00341	0,00341	0,00938	0,00713	0,03611
<b>i-Butane</b>	0,00127	0,00317	0,00127	0,0	0,0	0,00105	0,00105	0,00317	0,00227	0,00528
<b>n-Butane</b>	0,00115	0,00234	0,00115	0,0	0,0	0,00095	0,00095	0,00234	0,00175	0,00605
<b>i-Pentane</b>	0,00042	0,00131	0,00042	0,0	0,0	0,00035	0,00035	0,00131	0,00119	0,00068
<b>n-Pentane</b>	0,00024	0,00136	0,00024	0,0	0,0	0,00020	0,00020	0,00136	0,00087	0,00101
<b>Hexane</b>	0,00036	0,00070	0,00036	0,0	0,0	0,00030	0,00030	0,00070	0,00053	0,00035
<b>Heptane</b>	0,00005	0,00016	0,00005	0,0	0,0	0,00004	0,00004	0,00016	0,00011	0,00005
<b>n-Octane</b>	0,00001	0,00005	0,00001	0,0	0,0	0,00001	0,00001	0,00005	0,00003	0,00001
<b>n-Nonane</b>	0,00000	0,00000	0,00000	0,0	0,0	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
<b>n-Decane</b>	0,00000	0,00000	0,00000	0,0	0,0	0,00000	0,00000	0,000000	0,00000	0,00000
<b>Nitrogen</b>	0,00964	0,01034	0,00965	0,0	0,0	0,00801	0,00301	0,01084	0,00964	0,00911
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00083	0,00267	0,00034	0,0	0,0	0,00070	0,00070	0,00267	0,00133	0,00214
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00041	0,00036	0,00000	1,0	0,0	0,15238	0,15288	0,00036	0,06521	0,00000
<b>Methanol</b>	0,00016	0,00014	0,00000	0,0	1,0	0,01719	0,01719	0,00014	0,00739	0,00085

Продолжение таблицы А.2 – компонентный состав по потокам.

Поток	Содержание компонентов по потокам, мольные доли									
	53	54	55	56	57	58	59	60	62	63
<b>Methane</b>	0,89112	0,95875	0,23303	0,00000	0,95875	0,95875	0,95875	0,95875	0,95937	0,00000
<b>Ethane</b>	0,01168	0,01256	0,01964	0,00000	0,01256	0,01256	0,01256	0,01256	0,0127	0,00000
<b>Propane</b>	0,00772	0,00830	0,05169	0,00000	0,00830	0,00830	0,00830	0,00830	0,00831	0,00000
<b>i-Butane</b>	0,00233	0,00251	0,04216	0,00000	0,00251	0,00251	0,00251	0,00251	0,00251	0,00000
<b>n-Butane</b>	0,00184	0,00198	0,04844	0,00000	0,00193	0,00198	0,00198	0,00198	0,00198	0,00000
<b>i-Pentane</b>	0,00118	0,00127	0,08300	0,00000	0,00127	0,00127	0,00127	0,00127	0,00127	0,00000
<b>n-Pentane</b>	0,00087	0,00094	0,03488	0,00000	0,00094	0,00094	0,00094	0,00094	0,00094	0,00000
<b>Hexane</b>	0,00053	0,00057	0,18071	0,00000	0,00057	0,00057	0,00057	0,00057	0,00057	0,00000
<b>Heptane</b>	0,00011	0,00012	0,12614	0,00000	0,00012	0,00012	0,00012	0,00012	0,00012	0,00000
<b>n-Octane</b>	0,00003	0,00003	0,11302	0,00000	0,00003	0,00003	0,00003	0,00003	0,00003	0,00000
<b>n-Nonane</b>	0,00000	0,00000	0,00014	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
<b>n-Decane</b>	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
<b>Nitrogen</b>	0,00963	0,01036	0,00069	0,00000	0,01036	0,01036	0,01036	0,01036	0,01036	0,00000
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00134	0,00198	0,00132	0,00003	0,00198	0,00198	0,00198	0,00198	0,00198	0,00000
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,06388	0,00051	0,00038	0,89386	0,00051	0,00051	0,00051	0,00051	0,00000	0,79004
<b>Methanol</b>	0,00726	0,00014	0,00973	0,10110	0,00014	0,00014	0,00014	0,00014	0,00000	0,20996

**ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Акт о внедрении материалов диссертационного исследования**



ОБЩЕСТВО С ОГРАНИЧЕННОЙ ОТВЕТСТВЕННОСТЬЮ «ГАЗПРОМ ДОБЫЧА НОЯБРЬСК»  
(ООО «Газпром добыча Ноябрьск»)  
**ИНЖЕНЕРНО – ТЕХНИЧЕСКИЙ ЦЕНТР**

**УТВЕРЖДАЮ:**

**Начальник**

**Инженерно-технического центра  
ООО «Газпром добыча Ноябрьск»**

  
\_\_\_\_\_ **И.А. Ридель**  
«07» 06 2021 год

**Акт**

**о внедрении материалов диссертационного исследования  
Ожерельева Дмитрия Александровича в Инженерно-техническом центре  
ООО «Газпром добыча Ноябрьск»**

Мы, нижеподписавшиеся, комиссия в составе председателя комиссии – заместителя начальника ИТЦ А.В. Ильченко, членов комиссии: руководителя группы химического анализа ИТЦ Т.С. Ногиной и ведущего инженера отдела исследования технологических процессов ИТЦ С.О. Бутенко составили настоящий акт о том, что результаты диссертационного исследования Ожерельева Д.А. на тему: «Повышение эффективности работы сепарационного оборудования для подготовки газа в промысловых условиях» обладают актуальностью, представляют практический интерес и были использованы при разработке инженерной методики оценки эффективности работы сепарационного оборудования на основе математической модели Кобба-Дугласа.

Использование инженерной методики при выполнении расчетов позволяет повысить качество подготовки газа на сепарационном оборудовании, сократить затраты на проведение оценки эффективности работы сепараторов.

**Председатель комиссии:**

Заместитель начальника ИТЦ

  
\_\_\_\_\_ **А.В. Ильченко**

**Члены комиссии:**

Руководитель ГХА ИТЦ

  
\_\_\_\_\_ **Т.С. Ногина**

Ведущий инженер ОИТП ИТЦ

  
\_\_\_\_\_ **С.О. Бутенко**

**ПРИЛОЖЕНИЕ В. Методика расчета допустимого количества и качества попутного нефтяного газа, поступающего на УКПГ совместно с газом сеноманского яруса**



ПАО «ГАЗПРОМ»  
ОБЩЕСТВО С ОГРАНИЧЕННОЙ ОТВЕТСТВЕННОСТЬЮ «ГАЗПРОМ ДОБЫЧА НОЯБРЬСК»  
(ООО «Газпром добыча Ноябрьск»)

**ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНИЧЕСКИЙ ЦЕНТР**

---

« 20 » декабря 2016 г.

**УТВЕРЖДАЮ:  
Начальник ИТЦ**

 **И.А. Ридель**

**МЕТОДИКА РАСЧЕТА ДОПУСТИМОГО КОЛИЧЕСТВА И  
КАЧЕСТВА ПОПУТНОГО НЕФТЯНОГО ГАЗА, ПОСТУПАЮЩЕГО  
НА УКПГ СОВМЕСТНО С ГАЗОМ СЕНОМАНСКОГО ЯРУСА**

г. Ноябрьск – 2016 г.

## Содержание

Введение

1 Область применения

2 Нормативные ссылки

3 Термины и определения

4 Методика расчета фазовых диаграмм газожидкостных систем

5 Методика расчета допустимого количества и качества попутного нефтяного газа, поступающего на УКПГ совместно с газом сеноманского яруса

Приложение А

Фазовая диаграмма

Приложение Б

Пример расчета допустимого количества ПНГ в смеси с ПГ

Библиография



## **Введение**

По физико-химическим показателям газ горючий природный (ГПП) должен соответствовать требованиям и нормам СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия».

В соответствии с СТО Газпром 089-2010 холодного макроклиматического района температура точки росы по воде ( $TTR_{\text{в}}$ ) при абсолютном давлении 3,92 МПа ( $40,0 \text{ кгс/см}^2$ ) должна быть не выше: в зимний период - минус  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ ; в летний период - минус  $14 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Также для холодного макроклиматического района температура точки росы по углеводородам ( $TTR_{\text{ув}}$ ) при абсолютном давлении от 2,5 до 7,5 МПа должна быть не выше: в зимний период - минус  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ; в летний период – минус  $5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Для природного газа (ПГ) сеноманского яруса требуемая температура точки росы по воде обеспечивается абсорбционной осушкой диэтиленгликолем (ДЭГ) или триэтиленгликолем (ТЭГ). Попутный нефтяной газ (ПНГ) проходит осушку по аналогичному процессу на компрессорных станциях (КС). Таким образом, абсорбционный процесс осушки газа до требуемой температура точки росы по воде широко применяется как для природного газа, так и для попутного нефтяного газа.

В природном газе сеноманского яруса не содержится тяжелых углеводородов, поэтому этот газ отвечает нормам СТО Газпром 089-2010 по  $TTR_{\text{ув}}$ .

Температура росы по углеводородам попутного нефтяного газа может не отвечать требованиям СТО Газпром 089-2010. Однако смесь ПГ и ПНГ до определенного содержания в смеси ПНГ может соответствовать требуемым нормам по температуре росы по углеводородам.

Расчет фазовых диаграмм ПГ, ПНГ и их смесей позволяет определить допустимое содержание в смеси ПНГ при соответствии качества ПГ требованиям СТО Газпром 089-2010.

## **1 Область применения**

Настоящая методика расчета устанавливает метод расчета допустимого количества и качества попутного нефтяного газа (ПНГ), поступающего на установки комплексной подготовки газа (УКПГ) совместно с природным газом (ПГ) сеноманского яруса.

Методика предназначена для оценки возможности вовлечения ПНГ в процесс подготовки ПГ с выполнением требований СТО Газпром 089-2010 для смешанного потока газа по показателю – температура точки росы по углеводородам в диапазоне абсолютных давлений газа от 0,5 МПа до 7,0 МПа.

## **2 Нормативные ссылки**

В методике расчета использованы нормативные ссылки на следующие стандарты:

ГОСТ 2939-63 Газы. Условия для определения объема

ГОСТ 31371.7-2008 Газ природный. Определение состава методом газовой хроматографии с оценкой неопределенности. Часть 7. Методика выполнения измерений молярной доли компонентов

СТО Газпром 089-2010 «Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия»

## **3 Термины и определения**

В настоящей методике расчета применены следующие термины с соответствующими определениями:

3.1 фазовая диаграмма: Диаграмма давления и температуры газожидкостных систем (Приложение А).

3.2 крикондентерм: Максимальная температура на кривой конденсации фазовой диаграммы.

3.3 криконденбар: Максимальное давление на кривой конденсации фазовой диаграммы.

3.4 температура точки росы газа по углеводородам  $TTR_{ув}$ : Температура в °С, выше которой при определенном давлении не происходит конденсации паров углеводородов из газа.

3.5 компонентный состав газа: Совокупность основных, сопутствующих, следовых и других компонентов газа.

3.6 доля (концентрация) компонента в газе: Относительное количество компонента, содержащегося в газе.

3.7 молярная доля (молярная концентрация)  $i$ -го компонента в газе: Отношение количества молей  $i$ -го компонента к суммарному количеству молей всех компонентов газа.

3.8 объемная доля (объемная концентрация)  $i$ -го компонента в газе: Отношение объема  $i$ -го компонента при определенных давлении и температуре к суммарному объему всех компонентов газа при тех же условиях.

3.9 массовая доля (массовая концентрация)  $i$ -го компонента в газе: Отношение массы  $i$ -го компонента к суммарной массе всех компонентов газа.

#### **4 Методика расчета фазовых диаграмм газожидкостных систем**

4.1 Расчеты фазовых диаграмм проводятся в программной системе Aspen HYSYS с помощью утилиты «Фазовая диаграмма (Envelope)» [1. 2].

4.2 Моделирующая система HYSYS включает различные методы расчета термодинамических свойств. Наиболее часто для моделирования процессов добычи, транспортировки и переработки природного газа и нефти используется уравнение состояния Пенга-Робинсона или его расширенная модификация, реализованная в программе HYSYS.

4.3 В качестве исходных данных используют определяемые хроматографическим анализом по ГОСТ 31371.7-2008 молярные концентрации компонентов природного и попутного нефтяного газа.

4.4 Создаются потоки ПГ и ПНГ, вводятся их компонентные составы. Условия потоков стандартные ( $P = 0,101325$  МПа,  $t = 273,15$  °С по ГОСТ 2939-63).

4.5 Рассчитываются фазовые диаграммы ПГ и ПНГ.

4.6 Потоки ПГ и ПНГ смешиваются в различном соотношении, задавая расход потоков.

4.7 Рассчитываются фазовые диаграммы смесей ПГ и ПНГ. При дальнейших расчетах используются кривые конденсации фазовых диаграмм.

## **5 Методика расчета допустимого количества и качества попутного нефтяного газа, поступающего на УКПГ совместно с газом сеноманского яруса**

5.1 В области давлений, для которых лимитирована  $TTR_{ув}$  по СТО Газпром 089-2010, на кривой конденсации фазовой диаграммы максимальная температура соответствует крикондентерм, по величине которой оценивается качество ПНГ.

5.2 Если крикондентерм на 5 °С ниже, чем  $TTR_{ув}$ , оговоренная в СТО Газпром 089-2010, то поступление на УКПГ ПНГ данного состава не ограничивается.

5.3 Если крикондентерм выше, чем  $TTR_{ув}$ , оговоренная в СТО Газпром 089-2010, то по кривым конденсации фазовых диаграмм смесей ПГ и ПНГ строится зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси ПГ и ПНГ.

5.4 Допустимому содержанию ПНГ в смеси с ПГ соответствует крикондентерм на 5 °С ниже, чем  $TTR_{ув}$ , оговоренная в СТО Газпром 089-2010.

5.5 Запас по  $TTR_{ув}$  в 5 °С необходим для бесперебойного выполнения требований СТО Газпром 089-2010 для смеси природного и попутного нефтяного газа.

### Фазовая диаграмма

Фазовая диаграмма – это диаграмма давления и температуры газожидкостных систем. На рисунке А1 показан пример фазовых диаграмм двух газов: попутного нефтяного газа (ПНГ) и природного газа (ПГ). Фазовая диаграмма состоит из двух кривых: кривой конденсации или кривой температур точек росы по углеводородам ( $TTR_{ув}$ ); кривой кипения. Кривые соединяются в точке критического состояния. Максимальная температура и максимальное давление на кривой конденсации представляют собой крикондентерму и криконденбару соответственно. Область внутри кривых представляет собой газожидкостную смесь. Правее кривой конденсации система находится в газообразном состоянии. Левее кривой кипения система находится в жидком состоянии.

На данном примере максимальное значение  $TTR_{ув}$  (крикондентерм) составляет: для ПНГ – плюс 27 °С при 4,9 МПа; для ПГ – минус 30 °С при 2,5 МПа.

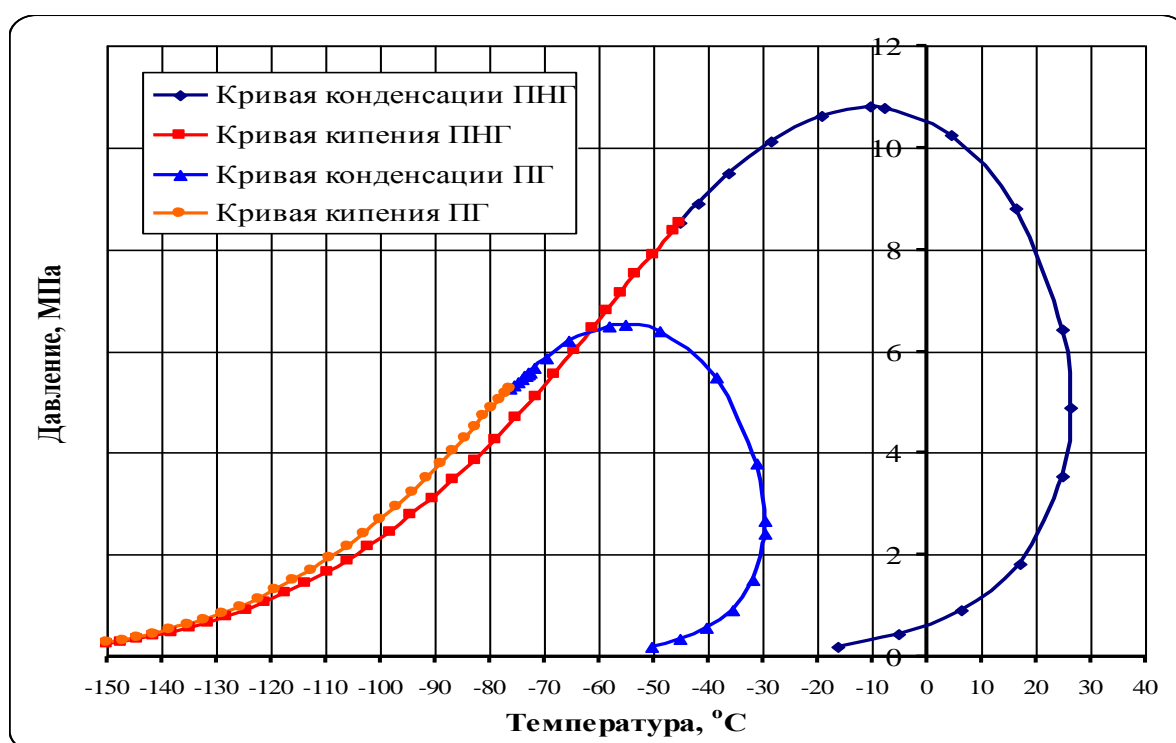


Рисунок А1 – Фазовые диаграммы двух газов

Данные, по которым построены фазовые диаграммы, показанные на рисунке А1, приведены в таблицах А1, А2.

Таблица А.1 – Фазовая диаграмма природного газа

Кривая кипения ПГ		Кривая конденсации ПГ	
Давление, МПа	Температура, °С	Давление, МПа	Температура, °С
0,194	-155,30	0,203	-50,31
0,231	-152,70	0,334	-45,34
0,274	-150,00	0,551	-40,39
0,324	-147,20	0,908	-35,73
0,383	-144,40	1,497	-31,85
0,452	-141,40	2,426	-29,77
0,532	-138,40	2,663	-29,69
0,624	-135,30	3,797	-31,15
0,730	-132,20	5,487	-38,67
0,850	-129,00	6,376	-48,73
0,986	-125,70	6,521	-55,29
1,140	-122,40	6,493	-58,23
1,310	-119,10	6,201	-65,40
1,498	-115,80	5,870	-69,78
1,704	-112,50	5,668	-71,92
1,927	-109,30	5,586	-72,72
2,166	-106,00	5,563	-72,94
2,419	-102,90	5,556	-73,01
2,682	-99,86	5,546	-73,12
2,954	-96,93	5,527	-73,32
3,230	-94,13	5,501	-73,61
3,506	-91,49	5,451	-74,17
3,777	-89,01	5,393	-74,83
4,038	-86,71	5,326	-75,55
4,285	-84,60	5,259	-76,24
4,514	-82,69		
4,720	-80,98		
4,902	-79,46		
5,057	-78,11		
5,160	-77,18		
5,249	-76,33		
5,259	-76,24		

Таблица А.2 – Фазовая диаграмма попутного нефтяного газа

Кривая кипения ПНГ		Кривая конденсации ПНГ	
Давление, МПа	Температура, °С	Давление, МПа	Температура, °С
0,173	-155,40	0,203	-16,28
0,205	-152,80	0,429	-5,11
0,244	-150,10	0,893	6,38
0,289	-147,30	1,814	17,15
0,343	-144,30	3,540	24,87
0,406	-141,30	4,899	26,24
0,480	-138,10	6,419	24,77
0,566	-134,90	8,801	16,47
0,666	-131,60	10,250	4,62
0,781	-128,10	10,780	-7,83
0,914	-124,60	10,800	-10,41
1,066	-121,00	10,630	-19,17
1,238	-117,30	10,130	-28,64
1,433	-113,60	9,499	-36,13
1,651	-109,80	8,897	-41,92
1,894	-105,90	8,508	-45,27
2,162	-102,10		
2,455	-98,18		
2,773	-94,29		
3,116	-90,41		
3,480	-86,55		
3,866	-82,74		
4,269	-78,98		
4,687	-75,27		
5,118	-71,63		
5,558	-68,05		
6,008	-64,52		
6,468	-60,99		
6,796	-58,51		
7,139	-55,94		
7,504	-53,18		
7,907	-50,09		
8,366	-46,44		
8,508	-45,27		

**Пример расчета допустимого количества ПНГ в смеси с ПГ**

Компонентные составы смесей ПНГ и ПГ приведены в таблице Б.1.

Кривые конденсации (кривые  $T_{TP_{ув}}$ ) фазовых диаграмм смесей этих газов показаны в таблице Б.2 и на рисунке Б.1.

Зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси с ПГ Западно-Таркосалинского ГП представлена на рисунке Б.2. По данной зависимости можно оценить предельное содержание ПНГ в смеси с ПГ при выполнении требований СТО Газпром 089-2010 по температуре точки росы по углеводородам. При этом необходим запас по  $T_{TP_{ув}}$  на 5 °С. Если по СТО  $T_{TP_{ув}}$  не выше минус 10 °С, то при оценке нужно ориентироваться на минус 15 °С. Для ПНГ в данном примере допустимое содержание в смеси с ПГ составляет не более 7 %.

Таблица Б.1 – Компонентные составы смеси газов ПГ и ПНГ при различном соотношении

Компоненты	ПГ	ПНГ-2	Содержание ПНГ в смеси с ПГ, %					
			0,00	1,53	3,01	4,45	5,85	7,21
Содержание, % мольн.								
Метан	97,290	84,830	97,290	97,099	96,915	96,735	96,561	96,392
Этан	0,900	6,874	0,900	0,991	1,080	1,166	1,249	1,330
Пропан	0,411	3,439	0,411	0,457	0,502	0,546	0,588	0,629
i-Бутан	0,127	1,250	0,127	0,144	0,161	0,177	0,193	0,208
n-Бутан	0,115	1,112	0,115	0,130	0,145	0,159	0,173	0,187
i-Пентан	0,042	0,503	0,042	0,049	0,056	0,063	0,069	0,075
n-Пентан	0,024	0,295	0,024	0,028	0,032	0,036	0,040	0,044
Гексаны	0,036	0,293	0,036	0,040	0,044	0,047	0,051	0,055
Гептаны	0,005	0,075	0,005	0,006	0,007	0,008	0,009	0,010
Октаны	0,001	0,023	0,001	0,001	0,002	0,002	0,002	0,003
Азот и др. неугл.	0,965	0,711	0,965	0,961	0,957	0,954	0,950	0,947
Диоксид углерода	0,084	0,595	0,084	0,092	0,099	0,107	0,114	0,121
Молярная масса, кг/кмоль	16,59	19,96	16,59	16,64	16,69	16,74	16,79	16,84
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	0,690	0,830	0,690	0,692	0,694	0,696	0,698	0,700



Продолжение таблицы Б.1 – Компонентные составы смеси газов ПГ и ПНГ при  
различном соотношении

Компоненты	Содержание ПНГ в смеси с ПГ, %							
	8,52	9,81	11,05	12,26	13,44	14,59	15,71	16,80
Содержание, % мольн.	8,52	9,81	11,05	12,26	13,44	14,59	15,71	16,80
Метан	96,228	96,068	95,913	95,762	95,615	95,472	95,333	95,197
Этан	1,409	1,486	1,560	1,633	1,703	1,772	1,838	1,904
Пропан	0,669	0,708	0,746	0,782	0,818	0,853	0,887	0,920
i-Бутан	0,223	0,237	0,251	0,265	0,278	0,291	0,303	0,316
n-Бутан	0,200	0,213	0,225	0,237	0,249	0,260	0,272	0,282
i-Пентан	0,081	0,087	0,093	0,099	0,104	0,109	0,114	0,119
n-Пентан	0,047	0,051	0,054	0,057	0,060	0,064	0,067	0,070
Гексаны	0,058	0,061	0,064	0,068	0,071	0,073	0,076	0,079
Гептаны	0,011	0,012	0,013	0,014	0,014	0,015	0,016	0,017
Октаны	0,003	0,003	0,003	0,004	0,004	0,004	0,004	0,005
Азот и др. неугл.	0,943	0,940	0,937	0,934	0,931	0,928	0,925	0,922
Диоксид углерода	0,128	0,134	0,140	0,147	0,153	0,159	0,164	0,170
Молярная масса, кг/кмоль	16,88	16,92	16,96	17,01	17,05	17,08	17,12	17,16
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	0,702	0,703	0,705	0,707	0,709	0,710	0,712	0,713

Таблица Б.2 – Кривые конденсации смеси газов ПГ и ПНГ при различном соотношении

Кривая конденсации от содержания ПНГ в смеси с ПГ, %									
0,00		1,53		3,01		4,45		5,85	
P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C
0,203	-50,31	0,203	-47,43	0,203	-45,18	0,203	-43,32	0,203	-41,75
0,334	-45,34	0,334	-42,32	0,334	-39,94	0,334	-37,97	0,334	-36,30
0,551	-40,39	0,551	-37,21	0,551	-34,68	0,551	-32,59	0,551	-30,80
0,908	-35,73	0,908	-32,36	0,908	-29,67	0,908	-27,42	0,908	-25,50
1,497	-31,85	1,497	-28,24	1,497	-25,35	1,497	-22,93	1,497	-20,84
2,426	-29,77	2,428	-25,87	2,428	-22,73	2,431	-20,08	2,432	-17,80
2,663	-29,69	2,782	-25,72	2,782	-22,47	2,983	-19,72	3,071	-17,32
3,797	-31,15	3,816	-26,88	3,816	-23,40	3,838	-20,46	3,845	-17,92
5,487	-38,67	5,578	-33,95	5,578	-30,06	5,691	-26,74	5,729	-23,85
6,376	-48,73	6,593	-43,93	6,593	-39,89	6,893	-36,40	7,001	-33,32
6,521	-55,29	6,829	-52,41	6,829	-50,03	7,317	-46,68	7,508	-43,67
6,493	-58,23	6,823	-53,86	6,823	-50,05	7,322	-48,00	7,527	-46,22
6,201	-65,40	6,558	-61,89	6,558	-58,67	7,149	-55,73	7,394	-53,04
5,870	-69,78	6,169	-67,27	6,169	-64,84	6,720	-62,53	6,969	-60,33
5,668	-71,92	5,883	-70,25	5,883	-68,56	6,313	-66,89	6,521	-65,25
5,586	-72,72	5,738	-71,59	5,738	-70,44	6,047	-69,28	6,202	-68,12
5,563	-72,94	5,685	-72,07	5,685	-71,23	5,913	-70,40	6,027	-69,56
5,556	-73,01	5,669	-72,21	5,669	-71,51	5,858	-70,85	5,946	-70,21
5,546	-73,12	5,659	-72,31	5,659	-71,64	5,834	-71,04	5,910	-70,49
5,527	-73,32	5,642	-72,47	5,642	-71,78	5,816	-71,20	5,887	-70,68
5,501	-73,61	5,617	-72,72	5,617	-72,01	5,791	-71,41	5,861	-70,90
5,451	-74,17	5,564	-73,25	5,564	-72,32	5,757	-71,71	5,827	-71,19
5,393	-74,83	5,499	-73,92	5,499	-72,94	5,691	-72,31	5,759	-71,77
5,326	-75,55	5,424	-74,67	5,424	-73,68	5,609	-73,05	5,674	-72,52
5,259	-76,24	5,349	-75,41	5,349	-74,51	5,516	-73,90	5,602	-73,15
				5,431	-74,66	5,507	-73,98	5,576	-73,38

Продолжение таблицы Б.2 – Кривые конденсации смеси газов ПГ и ПНГ при  
различном соотношении

Кривая конденсации от содержания ПНГ в смеси с ПГ, %									
7,21		8,52		9,81		11,05		12,26	
P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C
0,203	-40,38	0,203	-39,18	0,203	-38,10	0,203	-37,12	0,203	-36,24
0,334	-34,84	0,334	-33,55	0,334	-32,40	0,334	-31,35	0,334	-30,40
0,551	-29,24	0,551	-27,86	0,551	-26,62	0,551	-25,50	0,551	-24,47
0,908	-23,82	0,908	-22,33	0,908	-20,99	0,908	-19,77	0,908	-18,66
1,497	-19,02	1,484	-17,47	1,484	-16,01	1,484	-14,68	1,484	-13,47
2,433	-15,79	2,392	-14,08	2,392	-12,48	2,393	-11,01	2,393	-9,68
3,151	-15,20	3,224	-13,30	3,293	-11,57	3,358	-9,99	3,420	-8,53
3,850	-15,67	3,763	-13,57	3,767	-11,78	3,770	-10,14	3,772	-8,64
5,759	-21,29	5,634	-18,35	5,653	-16,30	5,669	-14,44	5,682	-12,72
7,091	-30,58	7,030	-26,83	7,089	-24,61	7,141	-22,57	7,186	-20,70
7,671	-40,95	7,755	-36,70	7,870	-34,43	7,972	-32,35	8,063	-30,41
7,711	-44,63	7,879	-43,21	8,033	-41,91	8,175	-40,72	8,307	-39,63
7,612	-50,55	7,852	-46,29	8,019	-44,13	8,170	-42,12	8,306	-40,25
7,199	-58,26	7,533	-54,46	7,727	-52,54	7,906	-50,74	8,071	-49,04
6,722	-63,66	7,060	-60,63	7,249	-59,05	7,429	-57,54	7,598	-56,10
6,358	-66,96	6,633	-64,78	6,794	-63,55	6,951	-62,36	7,102	-61,20
6,141	-68,73	6,336	-67,26	6,463	-66,34	6,587	-65,44	6,710	-64,55
6,032	-69,58	6,165	-68,60	6,261	-67,91	6,356	-67,22	6,451	-66,55
5,981	-69,97	6,077	-69,27	6,151	-68,73	6,225	-68,20	6,299	-67,67
5,952	-70,21	6,030	-69,62	6,093	-69,17	6,153	-68,73	6,213	-68,30
5,923	-70,43	5,999	-69,87	6,054	-69,46	6,107	-69,07	6,158	-68,70
5,888	-70,72	5,967	-70,12	6,019	-69,73	6,068	-69,37	6,114	-69,02
5,819	-71,30	5,907	-70,60	5,956	-70,22	6,002	-69,87	6,070	-69,36
5,732	-72,04	5,829	-71,25	5,876	-70,87	5,920	-70,52	6,019	-69,75
5,640	-72,82	5,735	-72,03	5,780	-71,66	5,821	-71,32	5,961	-70,20
		5,700	-72,32	5,755	-71,86	5,807	-71,43	5,895	-70,72
								5,856	-71,03

Продолжение таблицы Б.2 – Кривые конденсации смеси газов ПГ и ПНГ при  
различном соотношении

Кривая конденсации от содержания ПНГ в смеси с ПГ, %							
13,44		14,59		15,71		16,80	
P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C	P, МПа	t, °C
0,203	-35,42	0,203	-34,67	0,203	-33,98	0,203	-33,33
0,334	-29,53	0,334	-28,73	0,334	-27,98	0,334	-27,28
0,551	-23,53	0,551	-22,66	0,551	-21,85	0,551	-21,10
0,908	-17,63	0,908	-16,69	0,908	-15,81	1,166	-12,08
1,484	-12,35	1,484	-11,31	1,484	-10,35	2,408	-5,20
2,393	-8,44	2,393	-7,30	2,393	-6,23	3,630	-3,63
3,477	-7,18	3,532	-5,92	3,584	-4,75	4,720	-4,59
3,774	-7,26	3,775	-5,98	3,776	-4,78	7,930	-19,19
5,694	-11,13	5,704	-9,66	5,712	-8,29	8,633	-29,28
7,225	-18,96	7,260	-17,35	7,292	-15,84	8,753	-35,93
8,144	-28,62	8,217	-26,94	8,283	-25,37	8,726	-39,18
8,429	-38,49	8,543	-36,84	8,646	-35,29	8,390	-47,87
8,429	-38,61	8,544	-37,66	8,652	-36,77	7,862	-54,78
8,224	-47,43	8,366	-45,91	8,498	-44,46	7,338	-59,79
7,758	-54,71	7,909	-53,39	8,051	-52,12	6,928	-63,12
7,248	-60,08	7,388	-59,00	7,522	-57,95	6,651	-65,18
6,830	-63,68	6,948	-62,82	7,062	-61,99	6,479	-66,40
6,545	-65,88	6,638	-65,22	6,729	-64,58	6,372	-67,15
6,372	-67,16	6,444	-66,64	6,515	-66,14	6,299	-67,67
6,271	-67,88	6,329	-67,47	6,386	-67,06	6,238	-68,10
6,208	-68,34	6,256	-67,99	6,304	-67,64	6,178	-68,54
6,159	-68,70	6,202	-68,38	6,243	-68,08	6,112	-69,02
6,111	-69,05	6,150	-68,76	6,188	-68,47	6,040	-69,57
6,058	-69,45	6,095	-69,17	6,131	-68,90	6,025	-69,67
5,998	-69,91	6,034	-69,63	6,067	-69,37		
5,931	-70,43	5,965	-70,16	5,997	-69,90		
5,902	-70,66	5,945	-70,31	5,986	-69,98		

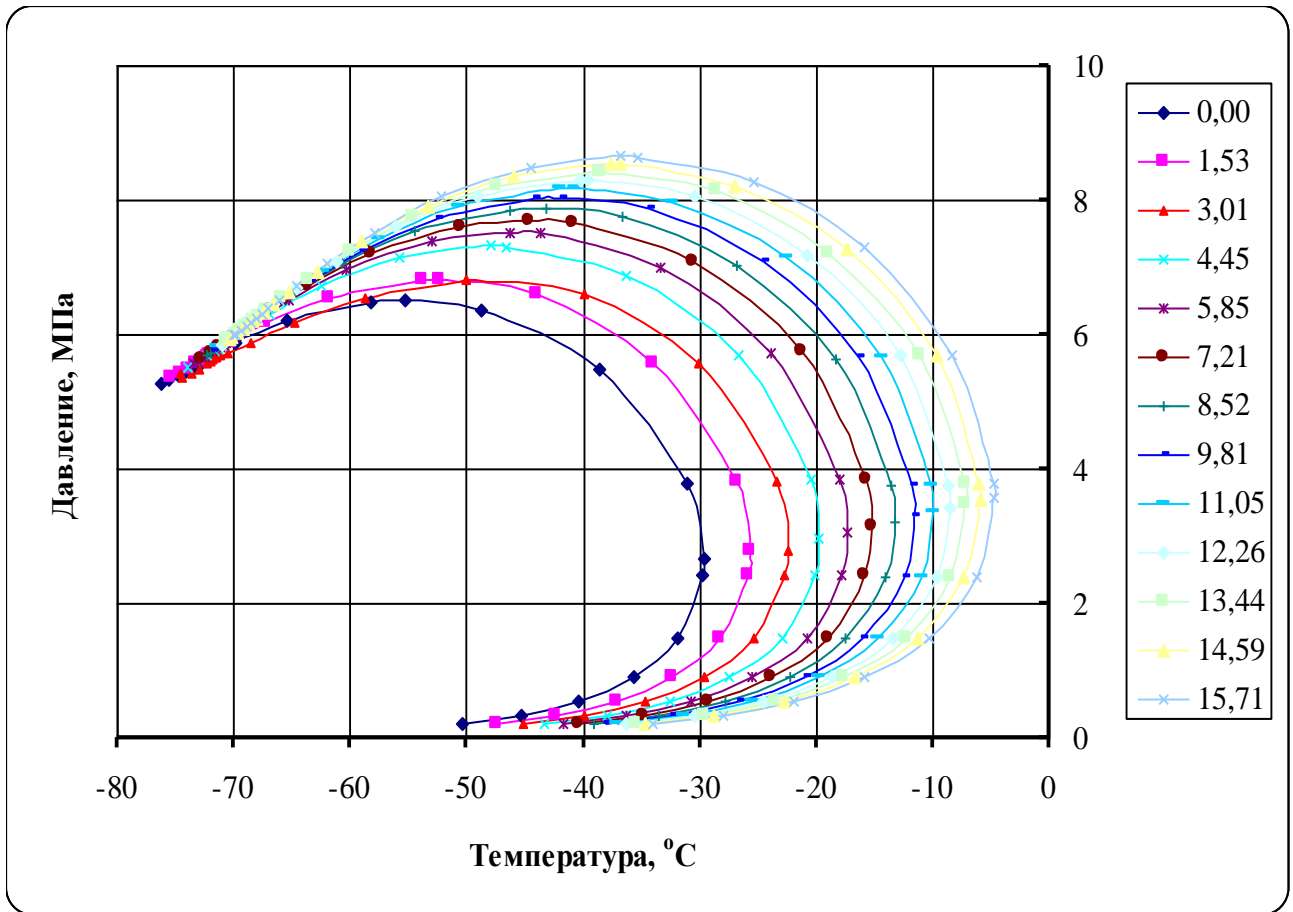


Рисунок Б.1 – Кривые конденсации фазовых диаграмм смеси газов: ПГ + ПНГ при различном соотношении.

Примечание: в «легенде» на диаграмме показано содержание ПНГ в смеси, %.

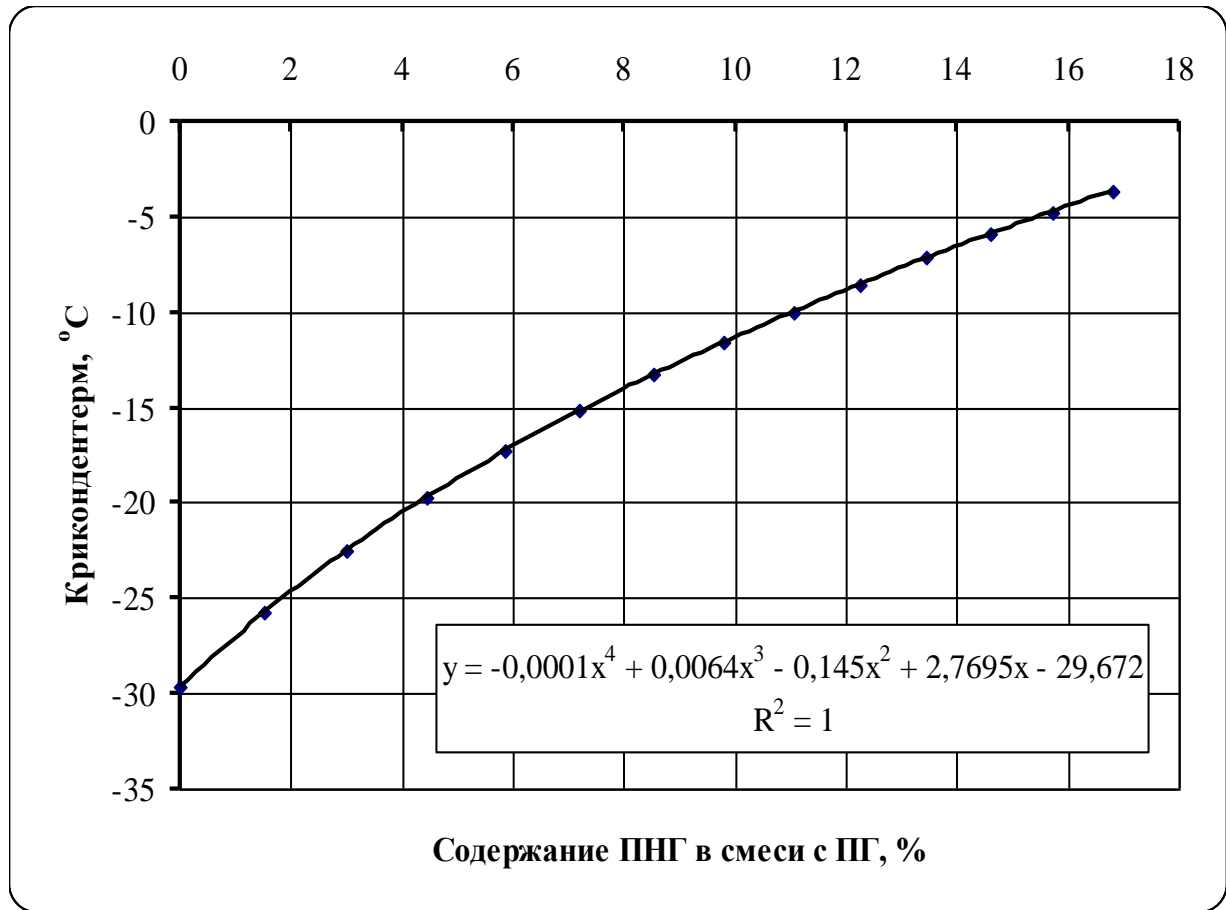


Рисунок Б.2 – Зависимость крикондентерм от содержания ПНГ в смеси с ПГ  
Западно-Таркосалинского ГП

**Библиография**

- [1] AspenTech HYSYS, Версия 2006, Базис, 311 с.
- [2] AspenTech HYSYS, Версия 2006, Руководство пользователя, 233 с.