

ОБЩЕСТВО С ОГРАНИЧЕННОЙ ОТВЕТСТВЕННОСТЬЮ
«Научно-исследовательский институт природных газов и газовых технологий»
(ООО «Газпром ВНИИГАЗ»)

На правах рукописи

Прокопов Андрей Васильевич

Совершенствование технологии промышленной подготовки газа
газоконденсатных месторождений с высоким конденсатным фактором

Специальность 05.17.07 – Химическая технология топлива и
высокоэнергетических веществ

Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель –
доктор химических наук, профессор
Истомин Владимир Александрович

Москва – 2019

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.
СОДЕРЖАНИЕ.....	2
ВВЕДЕНИЕ.....	5
ГЛАВА 1. АНАЛИЗ ТЕХНОЛОГИЙ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ.....	12
1.1 Роль газоконденсатных месторождений Западной Сибири в общем балансе добычи газа в России.....	12
1.2 Пластовые флюиды газоконденсатных залежей Надым-Пур-Тазовского региона.....	17
1.3 Требования к качеству подготовки конденсатсодержащего газа и конденсата.....	20
1.4 Степень извлечения целевых компонентов (C_{3+} и C_{5+}) в типовых промысловых технологиях НТС.....	22
1.5 Промысловые технологии, применяемые в России для подготовки газоконденсатных залежей.....	24
1.5.1 НТС с дросселем или эжектором.....	24
1.5.2 НТС с детандер-компрессорным агрегатом	28
1.5.3 Технология промышленной низкотемпературной абсорбции.....	32
1.5.4 Технология низкотемпературной сепарации и ректификации.....	34
1.6 Выводы и постановка задач исследования.....	37
ГЛАВА 2. ЗАКОНОМЕРНОСТИ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ ЗАЛЕЖЕЙ ПО ТЕХНОЛОГИИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ.....	39
2.1 Особенности охлаждения конденсатсодержащих газов при редуцировании и детандировании.....	39
2.2 Зависимости снижения температуры углеводородной жидкости из низкотемпературного сепаратора при её дросселировании от состава входного газа.....	44
2.3 Корреляции содержания C_{5+} в товарном газе, подготовленном по технологии НТС.....	48
2.4 Зависимости извлечения компонентов C_{3+} от температуры фракционного состава абсорбента.....	54
2.5 Особенности расчётного определения точки росы товарного газа по углеводородам.....	57

2.6 Выводы по главе.....	63
ГЛАВА 3. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА АЧИМОВСКИХ ЗАЛЕЖЕЙ.....	64
3.1 Анализ опыта эксплуатации установок подготовки ачимовских залежей по технологии НТС с эжектором на примере УКПГ-31 Уренгойского месторождения.....	64
3.2 Разработка технологической схемы НТС с эжектором для дополнительного извлечения товарного конденсата.....	70
3.3 Разработка новой технологической схемы НТС с дросселем на температурном уровне сепарации до минус 40 °С.....	77
3.4 Разработка технологической схемы НТС с ТДА на температурном уровне сепарации минус 50 °С.....	83
3.5 Рекомендуемые варианты модернизации УКПГ-31 Уренгойского НГКМ и их экономическая оценка.....	88
3.6 Выводы по главе.....	90
ГЛАВА 4. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЙ АБСОРБЦИОННОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ВАЛАНЖИНСКИХ ЗАЛЕЖЕЙ ЗАПАДНОЙ СИБИРИ.....	91
4.1 Анализ опыта эксплуатации абсорбционных установок на примере УКПГ-1В Ямбургского месторождения.....	91
4.2 Определение состава и удельного расхода селективного абсорбента....	100
4.3 Разработка новой технологической схемы абсорбционной подготовки газа на температурном уровне до минус 30 °С.....	103
4.4 Разработка усовершенствованной технологической схемы ПНТА на температурном уровне абсорбции минус 17...минус 20 °С.....	110
4.5 Экономическая оценка вариантов модернизации УКПГ-1В Ямбургского НГКМ.....	116
4.6 Выводы по главе	119
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	120
СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ.....	122
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	123
Приложение 1. Экономическая оценка вариантов модернизации УКПГ-31 Уренгойского месторождения.....	135
Приложение 2. Экономическая оценка вариантов модернизации УКПГ-1В Ямбургского месторождения	141
Приложение 3. Выбор термодинамических методов для описания фазового	145

равновесия в системе «природный газ – вода – метанол».....	
Приложение 4. Анализ потребления метанола в технологических схемах НТС с эжектором, дросселем, ТДА и установкой подготовки низконапорных газов дегазации.....	149
Приложение 5. Анализ потребления метанола в разработанных технологических схемах абсорбционной подготовки конденсатсодержащего газа.....	152

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования

В настоящее время добыча конденсат содержащего природного газа осуществляется из валанжинских и ачимовских залежей Уренгойского, Ямбургского, Заполярного и др. нефтегазоконденсатных месторождений Надым-Пур-Тазовского региона (НТПР). Промысловая подготовка газов таких залежей на действующих и проектируемых месторождениях НТПР осуществляется по технологиям низкотемпературной сепарации (НТС) и низкотемпературной абсорбции (НТА). Остаточное содержание пропан-бутанов и углеводородов C_{5+} в товарном газе находится на довольно высоком уровне 45...55 и 3...6 г/м³, соответственно. Это определяет необходимость совершенствования низкотемпературных технологий промышленной подготовки газа для увеличения степени извлечения углеводородов C_{3+} .

Разрабатываемые месторождения НТПР постепенно переходят на стадию падающей добычи и для поддержания объёмов добываемого сырья рассматриваются возможности освоения новых, более глубоко залегающих залежей (ачимовских, неоком-юрских и др.).

Таким образом, разработка новых технологических схем промышленной подготовки конденсатсодержащих газов с целью повышения извлечения ценных компонентов и улучшения технико-экономических показателей работы как новых, так и действующих установок комплексной подготовки газа (УКПГ) является актуальной задачей.

Степень разработанности проблемы исследования

Технологическими процессами промышленной подготовки природных газов газоконденсатных месторождений специалисты отрасли начали заниматься с 50-тых годов прошлого века. В развитие низкотемпературных технологий существенный вклад внесли И.Т. Балыбердина, А.Г. Бурмистров, Т.М. Бекиров, Л.В. Грипас, А.И. Гриценко, Г.К. Зиберт, В.А. Истомин, А.Г. Касперович, А.Н. Кубанов, В.М. Маслов, В.А. Толстов, Е.Н. Туревский, О.Ф. Худяков,

Л.Л. Фишман и многие другие. Основными направлениями исследований являются разработка и совершенствование технологических схем для различных типов газоконденсатных залежей и технологического оборудования (сепараторы, абсорберы, десорберы, теплообменники, аппараты воздушного охлаждения, эжектора и турбодетандерные агрегаты), а также оптимизация расхода и сокращение технологических потерь ингибиторов гидратообразования – метанола и гликолей.

В настоящее время наметился новый этап развития промышленных технологий, что обусловлено реконструкцией (реинжинирингом) промыслов, началом разработки глубокозалегающих (ачимовских и др.) залежей, в том числе и с подключением продукции скважин новых продуктивных горизонтов к действующим УКПГ, а также перспективами развития газопереработки и газохимии. В диссертационной работе развивается один из актуальных аспектов этого направления: совершенствование низкотемпературных технологических схем промышленной подготовки конденсат содержащих газов для увеличения степени извлечения углеводородов C_{3+} .

Объект исследования

Технологические схемы промышленной низкотемпературной подготовки конденсатсодержащих газов и извлечения углеводородного конденсата

Цель работы

Повышение глубины извлечения углеводородов C_3-C_4 и C_{5+} в составе товарных жидких продуктов на действующих и проектируемых установках комплексной подготовки газа газоконденсатных месторождений с высоким содержанием углеводородов C_{5+} .

Основные задачи исследования

1. Проанализировать существующие технологические схемы промышленной подготовки природных газов газоконденсатных месторождений и определить перспективные направления их совершенствования.

2. Выявить особенности промышленной подготовки природных газов с высоким содержанием C_{5+} (влияние состава поступающего на УКПГ флюида на содержание C_{5+} в подготовленном газе, интенсивности охлаждения газа и конденсата, влияние капельного уноса на точку росы газа по углеводородам).

3. Установить оптимальный состав углеводородного абсорбента для дополнительного извлечения C_3-C_4 и C_{5+} по технологии промышленной низкотемпературной абсорбции.

4. Разработать новые технологии промышленной низкотемпературной сепарации для интенсификации извлечения углеводородов C_{3+} с дополнительной обработкой газа концевой дегазации конденсата.

5. Разработать новые технологии промышленной низкотемпературной абсорбции для интенсификации извлечения углеводородов C_{3+} из газов с высоким содержанием углеводородов C_{5+} .

Научная новизна работы

1. Выявлены закономерности подготовки природных газов с большим содержанием углеводородов C_{5+} , связанные с эффективностью охлаждения газа и конденсата, глубиной извлечения компонентов, влиянием капельного уноса на показатели качества, что позволяет разрабатывать новые технологии подготовки конденсатсодержащих газов.

2. Разработана технология низкотемпературной подготовки газов концевой дегазации конденсата для вариантов охлаждения газа с использованием процессов дросселирования, эжектирования и детандирования для увеличения выхода углеводородов C_{3+} в составе нестабильного конденсата.

3. Разработана технология промышленной низкотемпературной абсорбции с использованием селективного абсорбента, позволяющая существенно увеличить выход товарной жидкой продукции.

Теоретическая значимость работы

1. Предложена корреляция содержания углеводородов C_{5+} в газе сепарации с содержанием углеводородов C_3-C_4 в обрабатываемом газе, характеризующая эффективность подготовки конденсатсодержащих газов.

2. Установлены особенности снижения температуры нестабильного конденсата из низкотемпературного сепаратора при его дросселировании в зависимости от состава входного газа, что позволило оптимизировать процесс рекуперации холода конденсата.

3. Получены зависимости степени извлечения углеводородов C_{3+} углеводородными фракциями из газа сепарации, позволяющие оптимизировать состав селективного абсорбента в технологии низкотемпературной абсорбции.

4. Уточнена методика расчетного определения точки росы товарного газа по углеводородам в зависимости от величины уноса жидкости из низкотемпературного сепаратора.

Практическая значимость работы

1. Применительно к действующей УКПГ-31 Уренгойского месторождения (ачимовская залежь, участок 1А) разработана и рекомендована к внедрению технология НТС с эжектором на температурном уровне сепарации минус 33...минус 35 °С, обеспечивающая дополнительное извлечение углеводородов C_{3+} из газов концевой ступени дегазации нестабильного конденсата.

2. Разработаны перспективные технологии НТС для промышленной подготовки конденсатсодержащих газов ачимовских залежей: дроссельная технология на температурном уровне сепарации до минус 40 °С и турбодетандерная – до минус 50 °С. Эти технологии рекомендованы к внедрению на перспективных объектах освоения ачимовских залежей Уренгойского месторождения (участки 4А и 5А).

3. Разработаны две технологические схемы абсорбционной подготовки газа с углубленным извлечением углеводородов C_{3+} , которые могут быть использованы при модернизации УКПГ-1В Ямбургского НГКМ.

Защищаемые положения

1. Установленные закономерности и особенности промышленной подготовки природных газов газоконденсатных месторождений с высоким содержанием C_{5+} , связанные с влиянием состава обрабатываемого газа, температуры сепарации, состава абсорбента на глубину извлечения углеводородов C_3-C_4 и C_{5+} .

2. Технологические схемы промышленной низкотемпературной сепарации конденсатсодержащего газа на температурном уровне минус 40 °С и минус 50 °С, в которых предусмотрено дополнительное извлечение нестабильного конденсата из газов конечной ступени дегазации.

3. Технологические схемы промышленной низкотемпературной абсорбции для подготовки конденсатсодержащего газа с применением селективного абсорбента (углеводородной фракции 120...170 °С).

Методы исследования

Технологические расчеты выполнены на основе уравнений состояний, входящих в программные комплексы. Расчёт фазового равновесия неполярных (углеводородных) смесей осуществлялся с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона. Расчёт полярных смесей (вода-метанол) осуществлялся с применением уравнений состояния Cubic-Plus-Association и Патела-Тяя.

Достоверность результатов

Определяется использованием проверенных на практике и включённых современные моделирующие программные комплексы уравнений состояния, описывающих газоконденсатные системы. Результаты расчетно-технологического моделирования хорошо согласуются с фактическими промышленными данными.

Апробация работы

Результаты, изложенные в диссертационной работе, были представлены на следующих российских и международных научных конференциях:

– молодежная научно-практическая конференция ООО «Газпром ВНИИГАЗ» «Инновации сегодня и завтра: миссия молодых ученых» (г. Москва 8 декабря 2016 г.);

– пятая международная конференция «Современные технические инновационные решения, направленные на повышение эффективности реконструкции и технического перевооружения объектов добычи углеводородного сырья» (г. Москва 10-13 октября 2016 г.);

– первая международная научно-практической конференции «Актуальные вопросы исследования нефтегазовых пластовых систем» (SPRS-2016) (г. Москва 12-14 сентября 2016 г.);

– Российская нефтегазовая техническая конференция SPE (г. Москва 15-17 октября 2018 г.).

Публикации

По теме диссертации опубликовано 7 статей в журналах, входящих в «Перечень...» ВАК Минобрнауки РФ, а также 1 статья в издании, входящем в базу данных SCOPUS. Получены пять патентов РФ на изобретения.

Личный вклад автора состоял в анализе литературных данных, проведении расчётных исследований, обработке и интерпретации результатов. Автор принимал непосредственное участие в подготовке публикаций и презентации докладов на конференциях.

Соответствие паспорту научной специальности: Диссертация соответствует паспорту специальности 05.17.07 «Химическая технология топлива и высокоэнергетических веществ» по следующим пунктам паспорта специальности: п. 1 «Общие научные основы и закономерности физико-химической технологии нефти и газа. Молекулярное строение нефти и нефтяных систем, физико-химическая механика нефтяных дисперсных систем, их коллоидно-химические свойства и методы исследования», п. 5 «Химмотологические аспекты физико-химической технологии нефти и газа», п. 8 «Разработка новых процессов переработки органических и минеральных веществ

твердых горючих ископаемых с целью получения продуктов топливного и нетопливного назначения» и п. 12 «Экологические аспекты переработки топлив. Разработка технических и технологических средств и способов защиты окружающей среды от вредных выбросов производств по переработке топлив».

Структура и объем диссертации

Диссертация состоит из введения, четырёх глав, заключения, пяти приложений и библиографического списка из 110 наименований. Объём работы (основной текст) – 120 страниц, таблиц – 24, рисунков – 53.

Благодарности

Автор выражает глубокую признательность научному руководителю д.х.н., профессору В.А. Истомину. Автор также благодарит за ценные замечания, помощь и поддержку при написании диссертации к.т.н. А.Н. Кубанова к.х.н. Д.М. Федулова, д.ф.-м.н Н.А. Бузникова и к.т.н. А.А. Ротова.

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ ТЕХНОЛОГИЙ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЙ

В настоящее время доля добываемого конденсатсодержащего газа в общем балансе добычи природного газа России постепенно увеличивается. Это связано со снижением добычи газа на сеноманских залежах, а также вовлечением в разработку новых глубокозалегающих газоконденсатных залежей (ачимовских, неоком-юрских и др.). Товарными продуктами промышленной подготовки газов газоконденсатных залежей являются товарный газ и жидкие углеводороды (нестабильный или дегидратированный конденсат), подготовленные по соответствующим технологическим требованиям.

Подготовка пластового флюида газоконденсатных месторождений осуществляется по технологии низкотемпературной сепарации (НТС). Охлаждение газа осуществляется за счёт располагаемого избыточного давления между входом и выходом на установке подготовки газа. При использовании дроссельного, эжекторного и турбодетандерных устройств охлаждения газа на практике реализованы типовые и экспериментальные технологические схемы подготовки конденсатсодержащих газов. Реализованные на практике технологии промышленной подготовки газа характеризуются областью технологических параметров оптимального применения и имеют ряд недостатков. Проводимый ниже анализ позволяет выделить перспективные направления развития новых технологий промышленной подготовки конденсатсодержащих газов и сформулировать актуальные задачи их совершенствования.

1.1 Роль газоконденсатных месторождений Западной Сибири в общем балансе добычи газа в России

Добыча природного газа в России в 2017...2018 годах составила свыше 645 млрд м³/год. По состоянию на 01.01.2018 г., добычу природного газа осуществляют 268 добывающих предприятий [1]. Наиболее крупными из них являются: группа компаний «Газпром» – 65,0 % от всего объёма добываемого

газа, ОАО «Новатэк» – 8,2%, нефтяные компании (ПАО «Лукойл», ПАО «НК Роснефть», ОАО «Сургутнефтегаз» и др.) – 13,8% и другие газодобывающие компании [2–5].

Распределение основных газовых месторождений на территории РФ и её шельфе приведено на рисунке 1.



Рисунок 1 – Основные газовые месторождения РФ [1]

Из рисунка видно, что основные запасы природного газа сосредоточены в Западной Сибири. В этом регионе две трети запасов природного газа находятся в Надым-Пур-Тазовском регионе (далее – НПТР) в Ямало-Ненецком автономном округе.

Распределение основных газовых месторождений в Ямало-Ненецкого автономном округе приведено на рисунке 2.



Рисунок 2 – Основные газовые месторождения Ямало-Ненецкого автономного округа [1]

Первоначально добыча природного газа в НППР начиналась с разработки наиболее крупных сеноманских залежей, в которых углеводороды C_{5+} практически отсутствуют. Разработка сеноманских залежей осуществляется на крупнейших месторождениях НППР: Медвежьем, Уренгойском, Ямбургском Заполярном, Южно-Русском и др. Средний показатель выработанности этих залежей на 2017 год составляет около 63%. Добыча газа в НППР ежегодно составляет 450...470 млрд m^3 , две трети из которых составляет газ сеноманских залежей, а остальное – газ газоконденсатных (валанжинских и ачимовских) залежей. В процессе истощения сеноманских залежей доля конденсатсодержащего газа в общем балансе добываемого газа постепенно увеличивается. В настоящее время основными такими объектами НППР являются валанжинские залежи Заполярного, Уренгойского, Ямбургского, Юрхаровского и

других месторождений. В настоящее время, увеличение добычи конденсатсодержащего газа, главным образом, осуществляется за счёт вовлечения в разработку ачимовских отложений Уренгойского месторождения. Освоение ачимовских отложений Уренгойского региона позволяет поддерживать существующие объёмы добываемого газа и в среднесрочной перспективе ежегодно получать из них около 10% всего объёма добычи газа [6].

Динамика добычи газа по основным месторождениям НПТР за период 2008-2016 приведена на рисунке 3.

Из представленного рисунка 3 видно, что добыча газа с Заполярного, Уренгойского и Ямбургского месторождений суммарно обеспечивает около половины от всех извлекаемых объёмов газа РФ. Газ с этих месторождений, добывается как с сеноманских, так и газоконденсатных залежей. Постепенное снижение объёмов добываемого сеноманского газа на этих месторождения повышает роль существующих и перспективных газоконденсатных месторождений в балансе добычи газа НПТР и РФ в целом.

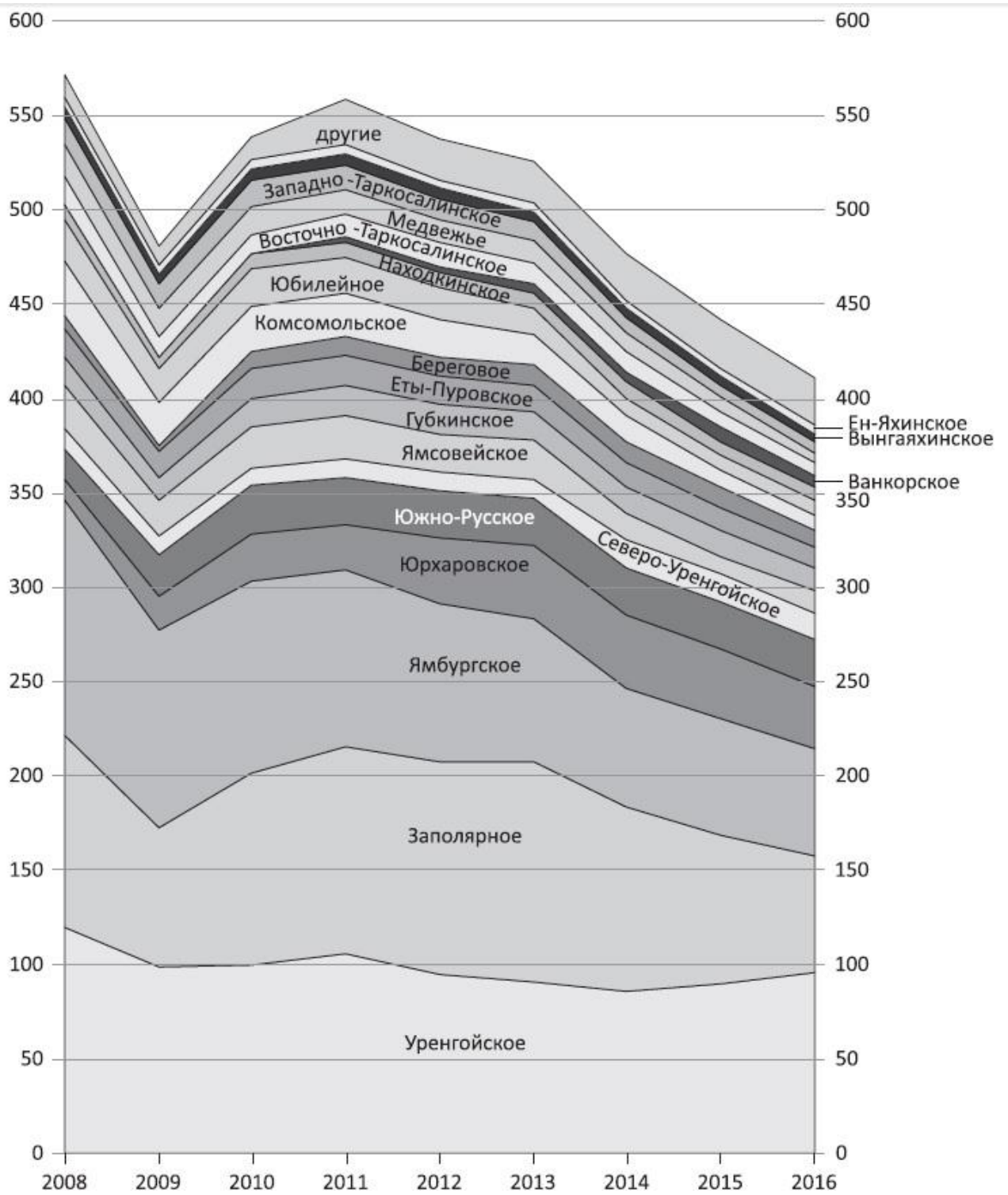


Рисунок 3 – Динамика добычи газа (млрд. м³/год) Надым-Пур-Тазовского региона

1.2 Пластовые флюиды газоконденсатных залежей Надым-Пур-Тазовского региона

Составы пластовых флюидов газоконденсатных месторождений существенно различаются по содержанию компонентов C_3 - C_4 и C_{5+} . Условно их можно разделить на газы с малым (от 1 до 8-10 г/м³), средним (от 10 до 70 г/м³) и высоким (более 70 г/м³) содержанием C_{5+} . При классификации составов газа содержание углеводородов C_{5+} (конденсатный фактор – КФ) принято задавать на начальный период эксплуатации месторождения.

Пластовые газы НПТР преимущественно характеризуются высоким содержанием C_{5+} [7]. Содержание основных компонентов приведено в таблице 1.

Помимо высокого содержания C_{5+} , газоконденсатные газы НПТР содержат значительное количество этана (C_2) и пропан-бутановой фракции (C_3 - C_4), что позволяет рассматривать эти газы в качестве сырья для нефтегазохимии. Особенно большое содержание компонентов C_{3+} характерно для ачимовских залежей Уренгойского месторождения. Удельное содержание углеводородов C_{5+} в добываемом газе на начальном этапе разработки этих залежей составляет от 350 г/м³ (и выше), а на завершающей стадии – 120...100 г/м³. Содержания этана составляет 100...80 г/м³, а пропан-бутановой фракции – 120...100 г/м³.

Таблица 1 – Содержание основных компонентов в пластовом газе (на начальный период разработки газоконденсатных месторождений)

Состав газа	Содержание по объектам (мол.%)					
	Ямбургское НГКМ*	Самбургское	Кириновское ГКМ	Ханчейское НГКМ	Заполярье НГКМ	Уренгойское НГКМ (ачим)
N ₂	0,577	0,706	0,134	0,460	0,559	0,303
CO ₂	0,316	0,004	2,480	0,670	0,005	0,809
CH ₄	87,461	89,556	87,937	81,147	86,770	79,579
C ₂ H ₆	6,967	4,547	3,896	8,169	4,996	7,841
C ₃ H ₈	1,570	2,044	1,827	4,683	2,565	3,967
i-C ₄ H ₁₀	0,393	0,424	0,401	0,755	0,631	0,938
n-C ₄ H ₁₀	0,463	0,471	0,511	1,178	0,915	1,162
i-C ₅ H ₁₂	0,190	0,210	0,238	0,431	0,362	0,427
n-C ₅ H ₁₂	0,170	0,205	0,132	0,266	0,368	0,392
C ₆	0,284	0,254	0,609	0,669	0,324	1,204
C ₇	0,412	0,393	0,353	0,451	0,085	0,521
C ₈	0,251	0,383	0,555	0,429	0,937	0,632
C ₉	0,115	0,277	0,337	0,276	0,561	1,116
C ₁₀₊	0,104	0,527	0,589	0,549	0,611	1,107
C ₃ -C ₄	49,5	59,2	54,3	132,5	84,4	123,5
C ₅₊	65,7	104,5	148,8	162,3	150,0	285,0

* – состав газа валанжинской залежи Ямбургского месторождения приведён на 13 год разработки (2006 г.)

В процессе разработки газоконденсатного месторождения содержание C₅₊ постепенно снижается. Это обусловлено уменьшением пластового давления с последующей конденсацией тяжелых углеводородов в пласте. Расчётные значения изменения содержания C₅₊ в пластовом газе при снижении пластового давления приведены на рисунке 3 [8].

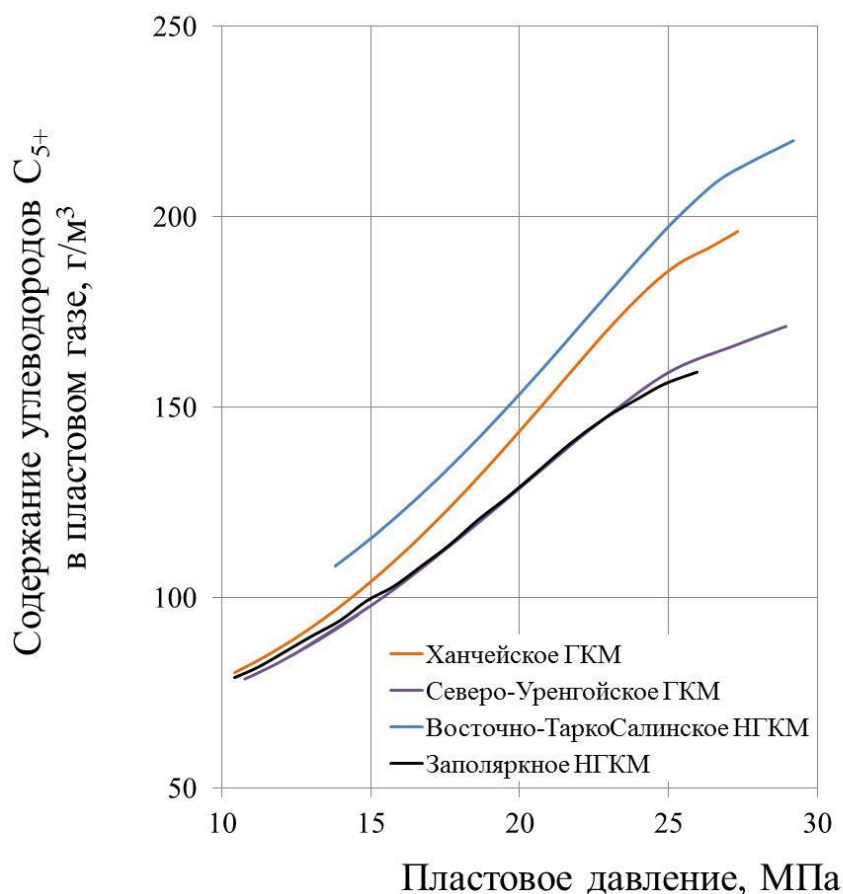


Рисунок 4 – Изменение содержания C_{5+} в пластовом газе при снижении пластового давления в процессе разработки месторождения

Содержание C_{5+} в процессе разработки месторождения снижается в среднем на 50%, при этом удельное содержание C_2 и C_3-C_4 остаётся практически постоянным, а C_1 несколько увеличивается в результате снижения содержания C_{5+} .

Подготовка конденсатсодержащих газов осуществляется на промышленных установках комплексной подготовке газа (далее – УКПГ). Основными товарными продуктами УКПГ являются подготовленный газ и углеводородный конденсат. В качестве товарного углеводородного конденсата на УКПГ могут быть получены: нестабильный (далее – НК), дезтанизированный (далее – ДК) или стабильный конденсат (далее СК). Какой именно жидкий продукт получается в промышленных условиях, определяется сложившейся транспортной инфраструктурой и загрузкой

перерабатывающих мощностей. Товарной жидкой продукцией газоконденсатных месторождений НПТР является нестабильный и деэтанализированный конденсат. Дальнейшая переработка нестабильного конденсата осуществляется на заводе по подготовке конденсата к транспорту (ЗПКТ) г. Новый Уренгой [9]. Товарными продуктами ЗПКТ являются газы деэтанализации и деэтанализированный конденсат, который далее направляется на Сургутский завод стабилизации конденсата. Стабилизация деэтанализированного конденсата с выделением широкой фракции лёгких углеводородов осуществляется на Пуковском заводе по переработке газового конденсата [10,11].

В настоящее время на существующих объектах добычи промышленная подготовка конденсатсодержащих газов проводится до требований, обеспечивающих дальнейший его однофазный транспорт. Подготовленный газ поступает в магистральный газопровод, а затем на внутреннее потребление, экспорт или переработку. Жидкие углеводороды, выделенные по технологии НТС, перерабатывают на территории объекта добычи газа или транспортируют на заводскую централизованную переработку.

1.3 Требования к качеству подготовки конденсатсодержащего газа и конденсата

Нормативным документом, регламентирующим качество товарного газа, подготовленного на УКПГ, является СТО Газпром 089-2010 [12]. С точки зрения промышленной подготовки пластового газа требованием, регламентирующим качество товарного газа, является показатель точки росы по углеводородной (далее $TTR_{УВ}$) и водной фазам (далее $TTR_{В}$) (таблица 2).

Измерения показателей $TTR_{В}$ и $TTR_{УВ}$ проводится при рабочем давлении в точке отбора пробы. При этом измеренное значение показателя $TTR_{В}$ пересчитывают на абсолютное давление 3,92 МПа (40,0 кгс/см²) по ГОСТ Р 53763 [13]. Значение $TTR_{УВ}$ регламентируется при измеряемом давлении, причем оно

должно соответствовать требуемому значению в интервале давлений от 2,5 до 7,5 МПа [14].

Таблица 2 – Показатели качества газа по точкам росы по влаге и углеводородам (СТО Газпром 089-2010)

№ п/п	Наименование показателя	Значение для макроклиматических районов	
		Умеренный	Холодный
1	Точка росы газа по воде при 3,92 МПа (40,0 кгс/см ²), °С, не выше – зимний период – летний период	-10	-20
		-10	-14
2	Точка росы газа по углеводородам при абсолютном давлении от 2,5 до 7,5 МПа, °С, не выше – зимний период – летний период	-2	-10
		-2	-5

Следует отметить, что показатели TTR_B и TTR_{UB} при подготовке конденсатсодержащих газов определяются не только термобарическими параметрами концевой низкотемпературной ступени сепарации, но и уносами жидкой фазы с газами сепарации. Показатели TTR_B и TTR_{UB} товарного газа в технологических процессах, где в газ сепарации поступают низконапорные газы (дегазации, стабилизации, деэтанзации и др.) также зависят и от термобарических параметров подготовки этих газов.

Важным дополнительным требованием к подготовленному газу месторождений Крайнего Севера является обеспечение температуры газа на выходе из УКПГ на уровне 0...минус 2 °С [1]. Для месторождений, расположенных за Полярным кругом предъявляется более жесткое требование к значению температуры газа на выходе из УКПГ – круглогодично не выше минус 2 °С.

Основным видом товарной жидкой продукции газоконденсатных месторождений, расположенных в НПТР является НК. Качество НК регламентируется СТО Газпром 5.11-2008 [15]. Одним из требований этого документа является – давление насыщенных паров (ДНП), измеренное при температуре 37,8 °С – не менее 66 кПа (давление паров по Рейду). Верхняя граница значения ДНП определяется параметрами в концевой ёмкости дегазации НК таким образом, чтобы обеспечить транспорт НК в однофазном состоянии после дожатия насосами. Например, на валанжинских промыслах эти параметры составляют: температура минус 3...минус 5 °С при давлении 3 МПа. Особенностью НК как товарного продукта является отсутствие требований к его составу. Требуемое значение ДНП может быть обеспечено при различном содержании компонентов C_1 - C_4 и одинаковом содержании C_{5+} . Такие специфические требования отражаются на технологических решениях подготовки газа и конденсата (они рассмотрены в разделе 1.5.)

1.4 Степень извлечения целевых компонентов (C_{3+} и C_{5+}) в типовых промысловых технологиях НТС

Промысловую подготовку конденсатсодержащих газов осуществляют по технологии НТС. Её принцип заключается в ступенчатом охлаждении сырья УКПГ с последующим отделением сконденсировавшейся углеводородной и водной фазы (водного раствора ингибитора гидратообразования - метанола).

Эффективность технологических схем подготовки конденсатсодержащих газов характеризуется степенью извлечения компонентов C_3 - C_4 и/или C_{5+} и их остаточным содержанием в подготовленном газе. Степень извлечения C_3 - C_4 и C_{5+} определяется соответственно как количество C_3 - C_4 и C_{5+} , перешедших в жидкую фазу по отношению к их содержанию в сырье УКПГ. Эти показатели подготовки конденсатсодержащих газов составляет: C_{5+} – 90...98%, бутанов, пропанов и этана около 55, 35...40 и 7...10%, соответственно.

Углеводороды C_{5+} , не сконденсировавшиеся на установке НТС, остаются в товарном газе, поступающем в магистральный газопровод. По экспериментальным и расчётным данным содержание C_{5+} в газах сепарации в зависимости от состава пластового газа может варьироваться от 3 до 6 г/м³ [16-26].

Степень извлечения и остаточное содержание компонентов C_3-C_4 и C_{5+} определяется термобарическими параметрами процесса НТС. Для примера, значения рассматриваемых показателей для газа Заполярного месторождения с начальным содержанием C_{5+} 150 г/м³ при давлениях сепарации от 1 до 8 МПа и температуры от минус 25 °С до минус 35 °С приведены на рисунке 5.

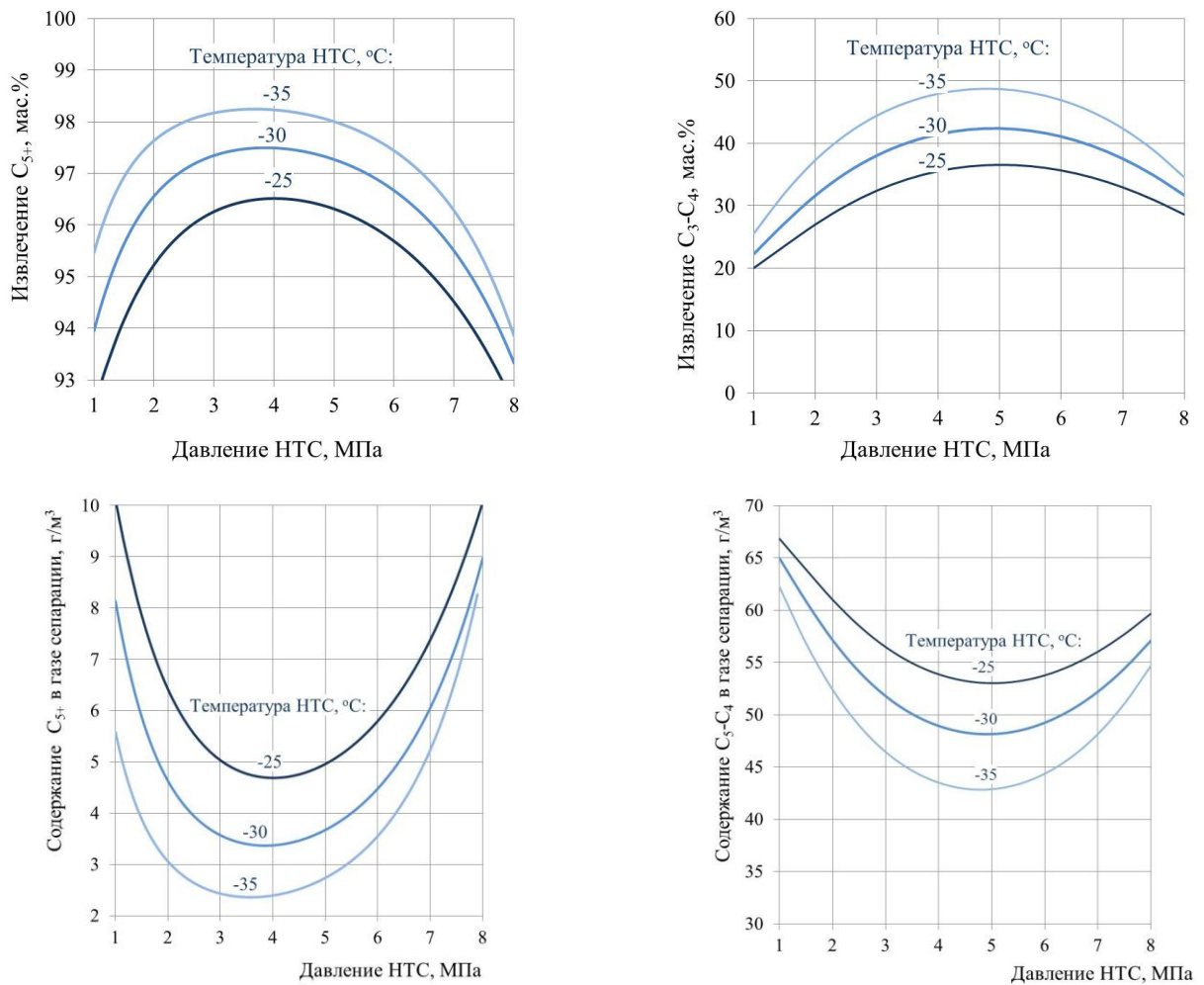


Рисунок 5 – Зависимости степени извлечения углеводородов C_{5+} (вверху) и содержания C_3-C_4 и C_{5+} в газе сепарации (внизу) от термобарических параметров НТС для газа Заполярного месторождения

Из рисунка 5 следует, что для достижения максимальной степени извлечения процесс сепарации следует проводить при пониженных температурах и давлениях, приближенных к значению давления максимальной конденсации. Для углеводородов C_{5+} это давление составляет 3,5...4,5 МПа. При этом прослеживается качественная закономерность: смещение максимальной степени извлечения в сторону более низких давлений при снижении температуры сепарации. Максимальная степень извлечения C_3 - C_4 имеет место давления сепарации 4,5...5,0 МПа и практически не зависит от температуры сепарации.

Таким образом, подбор параметров НТС позволяет увеличить степень извлечения целевых компонентов и снизить их содержание в товарном газе.

1.5 Промысловые технологии, применяемые в России для подготовки газоконденсатных залежей

Основным процессом промышленной подготовки природного газа является его охлаждение. Оно может происходить за счёт внешнего источника холода или за счёт использования располагаемого перепада давления между входом и выходом с УКПГ в специальных охлаждающих устройствах – дросселе, эжекторе, детандере и др.

За время развития технологий промышленной подготовки газа были реализованы типовые технологические схемы (НТС с дросселем или эжектором) и экспериментальные, например с турбодетандерами. Каждая из технологий имеет свои достоинства, недостатки и оптимальную нишу применения [27-48].

1.5.1 НТС с дросселем или эжектором

Традиционная технологическая схема НТС с дросселем (эжектором) включает двух- или трехступенчатую сепарацию газа, охлаждение газа первичной сепарации между ступенями сепарации в рекуперативных теплообменниках и охлаждение газа в дросселе или эжекторе. Отводимая из сепараторов жидкая фаза частично дегазируется и в трёхфазных разделителях разделяется на нестабильный

конденсат и водный раствор ингибитора гидратообразования (метанола или этиленгликоля) [49-52].

В настоящее время технология НТС с эжектором успешно применяется на начальной стадии разработки месторождения при высоких давлениях входного газа, на объектах, где отсутствует требование к подаче газа в МГ с низкой температурой, а также на месторождениях, где газ, приходящий на УКПГ имеет низкие температуры. Выбор этой технологии обусловлен низкими капитальными и эксплуатационными затратами, а также лёгкостью регулирования технологического процесса.

Один из вариантов технологической схемы НТС с эжектором приведён на рисунке 6. Представленная на рисунке схема в настоящее время используется для подготовки газа валанжинских залежей Уренгойского НГКМ [49].

Преимущество использования эжекторного устройства от дроссельного заключается в возможности вовлечения (эжекции) низконапорных газов концевой дегазации конденсата в основной технологический поток. Тогда как в дроссельной технологии утилизация низконапорных газов осуществляется их компримированием с последующей подачей в газ сепарации.

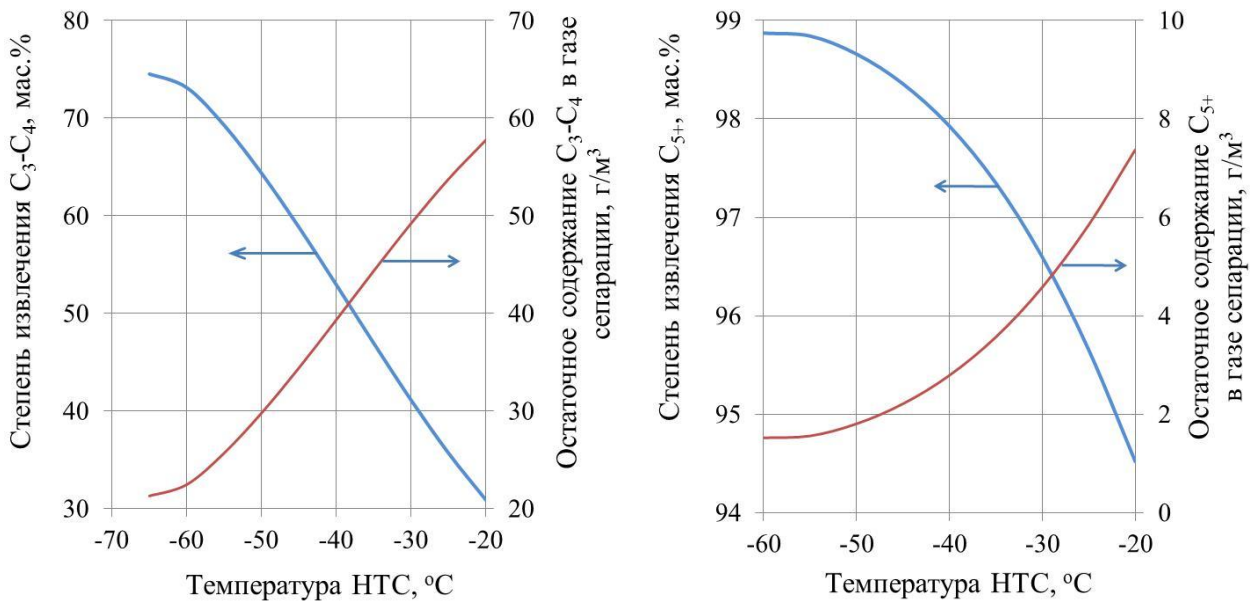


Рисунок 7 – Зависимость степени извлечения и остаточного содержания C₃-C₄ и C₅₊ от температуры НТС

Из рисунка 7 следует, что снижение температуры НТС с минус 20 до минус 60 °С позволяет увеличить степень извлечения C₅₊ на 4,5%, а C₃-C₄ на 44%.

Минимальная температура НТС для эжекторной технологии составляет примерно минус 30 °С. Достижение более низких температур затруднено вследствие увеличения количества низконапорных газов конечной ступени дегазации конденсата, которые в качестве пассивного потока поступают на эжектор. Увеличение низконапорных газов происходит в результате циркуляции (накопления) C₃-C₄: конденсации в низкотемпературном сепараторе (С-2) и последующей дегазации в конечной ступени дегазации конденсата (БЕ и Р-2). С понижением температуры НТС количество газа дегазации – пассивного потока увеличивается и при определённой температуре НТС приводит к заклиниванию эжектора и нарушению работы всей схемы в целом [53].

В дроссельной технологии минимальная температура сепарации также составляет примерно минус 30 °С, поскольку увеличение количества низконапорных газов конечной ступени дегазации НК (поступающих в товарный газ) приводит к несоблюдению требований качества газа ТТР_В и ТТР_{УВ}.

Наиболее существенным недостатком технологий НТС с дросселем и эжектором, ограничивающим применение этих технологий, является поддержание требуемого перепада давления газа на установке. Для достижения температуры НТС минус 30...минус 35 °С это давление составляет 5...6 МПа. Обеспечение такого перепада давления осуществляется вводом дожимной компрессорной станции (ДКС), расположенной после первичного сепаратора.

Отметим, рассматриваемые технологии характеризуются ранним вводом ДКС иногда даже с самого начала эксплуатации месторождения.

Таким образом, перспективным направлением развития технологий НТС с эжектором и дросселем является понижение температурного уровня конечной ступени сепарации. Это может быть выполнено уменьшением количества низконапорных газов конечной ступени сепарации перед их подачей на эжектор или в товарный газ. Это позволит проводить процесс подготовки газа при более низких температурах НТС, увеличить выход товарного НК и выполнить требования к подготовленному газу по TTR_B и $TTR_{ув}$. Разработка новых технологических схем на основе существующих технологий НТС с дросселем и НТС с эжектором рассмотрено в главе 3.

1.5.2 НТС с детандер-компрессорным агрегатом

В последнее время технологические схемы НТС с детандер-компрессорным агрегатом (ТДА) получили широкое распространение в газовой отрасли. Введены в эксплуатацию ТДА на УКПГ Бованенковского НГКМ (30 агрегатов) и Заполярного НГКМ (7 агрегатов), причем потребность в этих машинах в ближайшие десять лет оценивается в количестве более 130 единиц [54-59]. Использование ТДА обусловлено возможностью достижения значительно более низких температур при том же перепаде давления, по сравнению с дроссельной или эжекторной технологией.

Последовательность процессов компримирования и детандирования в технологиях НТС с ТДА – подключение по схеме «компрессор-детандер» («К-Д»)

или же «детандер-компрессор» («Д-К») оказывает существенное влияние на технологические параметры работы установки подготовки газа и выходы товарной продукции [60-62].

Подключение ТДА по схеме «К-Д» обеспечивает проведение процесса низкотемпературной сепарации при постоянной (круглогодичной) температуре около минус 35 °С и давлении максимально приближенном к давлению газа на выходе с УКПГ. Примером применения ТДА по схеме подключения «К-Д» в составе промышленных объектов подготовки газа является УКПГ-1В Ямбургского НГКМ (рисунок 8).

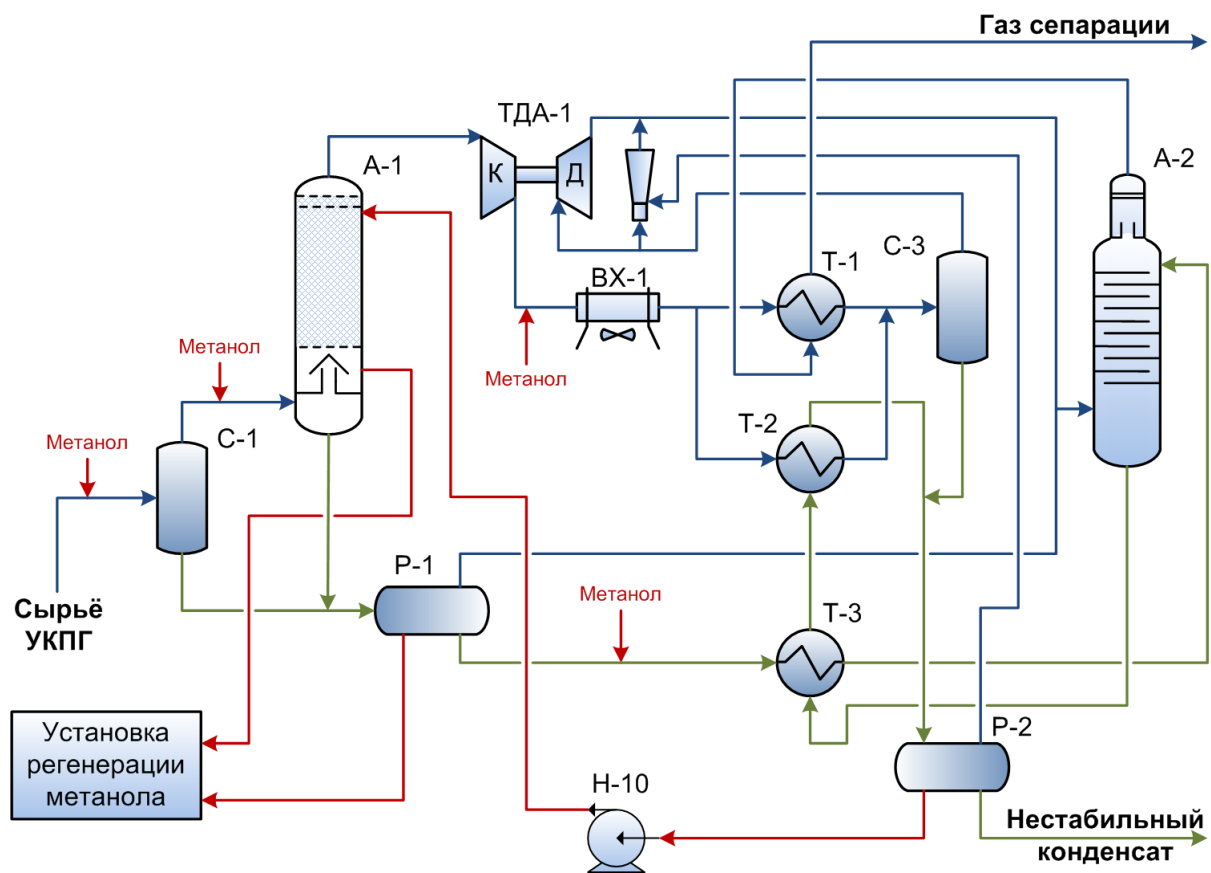


Рисунок 8 – Один из вариантов технологической схемы НТС с ТДА по схеме подключения «компрессор-детандер»

Условные обозначения:

С-1, С-3 – Сепаратор
 Т-1, Т-2, Т-3 – Теплообменник
 10С-1, 20С-1, 20С-2 – Сепаратор
 ВХ-1 – Аппарат воздушного охлаждения

Р-1, Р-2 – Разделитель
 А-1, А-2 – Абсорбер
 ТДА – Турбодетандерный агрегат
 Э-1 – Эжектор

В зимний период работа УКПГ-1В осуществляется по технологии НТС с эжектором, переход на режим с ТДА осуществляется в тёплый период года, при этом для утилизации низконапорных газов концевой ступени дегазации часть активного потока подаётся на эжектор.

Работа технологической схемы при подключении ТДА по схеме «Д-К» позволяет более полно использовать холод окружающей среды. Так, в зимний период может быть достигнута температура сепарации минус 50 °С, однако летом – не ниже минус 25 °С. Для УКПГ месторождений Крайнего Севера, когда холод окружающей среды может использоваться девять месяцев в году, среднегодовая температура сепарации по такой схеме подключения ТДА составит примерно минус 45 °С.

Особенностью технологических схем НТС с ТДА по схеме подключения «Д-К» является проведение процесса ТНС при давлении максимально приближенному к области максимальной конденсации S_{3+} . Поэтому проведение процесса подготовки газа по этой технологии при температуре НТС (минус 25 °С) позволяет увеличить выход товарной жидкой продукции по сравнению с эжекторной или дроссельной технологией. Кроме этого снижается количество низконапорных газов концевой ступени дегазации.

Пример установки НТС с ТДА в обвязке «Д-К» приведён на рисунке 9.

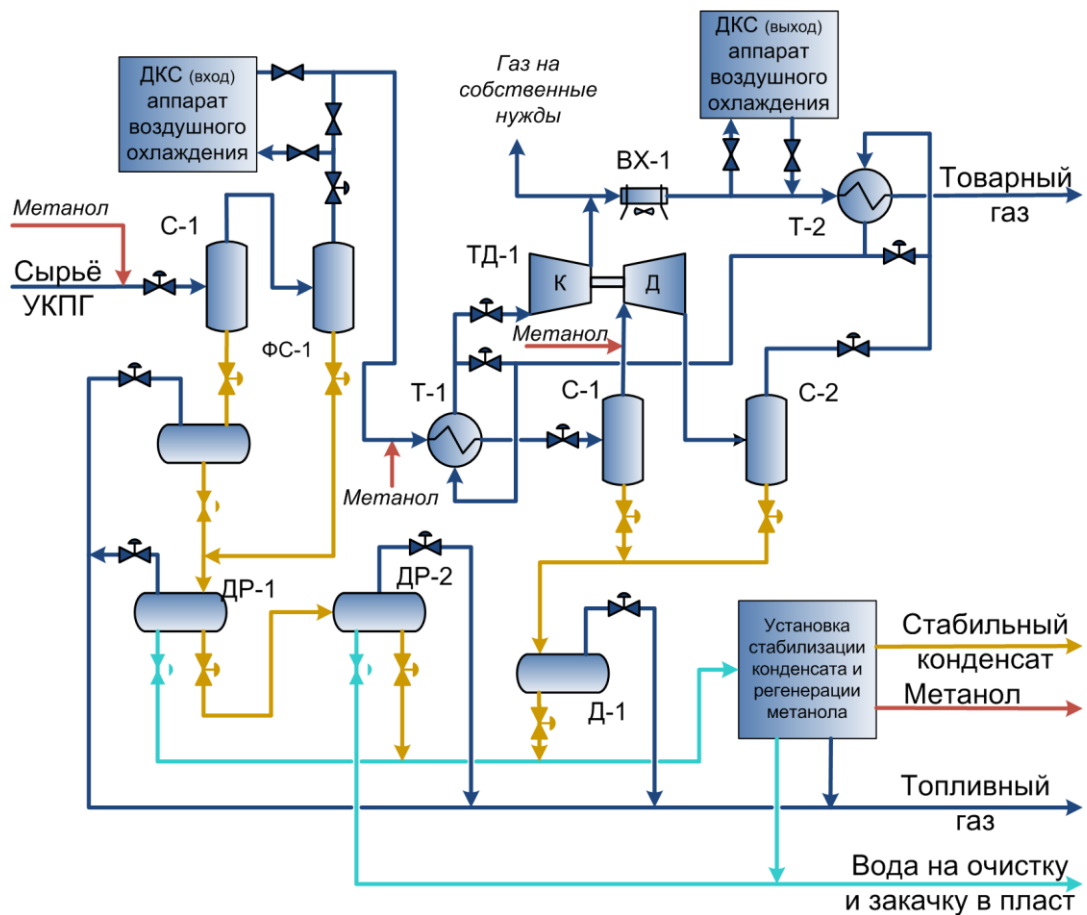


Рисунок 9 – Технологическая схема НТС с ТДА с обязательной по схеме подключения «детандер-компрессор»

Условные обозначения:

10С-1, 20С-1, 20С-2 – сепаратор
 10ФС-1 – фильтр-сепаратор
 20ФХ-1 – воздушный холодильник
 20Т-1, 20Т-2 – теплообменник

10ДР-1, 10ДР-2 – дегазатор разделитель
 20Д-1 – дегазатор
 20ТД-1 – турбодетандерный агрегат
 20АР-1 – арматурный узел

Представленная схема применяется для подготовки сеноман-аптского газа Бованенковского НГКМ [63]. Пластовый газ этого месторождения характеризуется малым содержанием C_{5+} (около 2 г/м^3), что позволяет использовать образующееся небольшое количество низконапорных газов стабилизации конденсата в качестве топливного газа. Однако при подготовке пластового газа с высоким содержанием C_{5+} количество этих газов превышает необходимое потребление на собственные нужды, поэтому их компримируют и

подают в товарный газ. Схема подготовки газа и подачи газов дегазации НК в товарный газ применяется на УКПГ-1В, 2В Заполярного НГКМ.

Таким образом, перспективным направлением развития технологий НТС с ТДА является понижение температурного уровня конечной ступени сепарации с помощью дополнительной подготовкой газов дегазации перед их подачей в товарный газ. Это позволит проводить процесс сепарации на температурном уровне минус 50 °С, что увеличит выход товарного НК и выполнить требования к подготовленному газу по TTR_B и $TTR_{УВ}$. Разработка новых технологических схем НТС с ТДА на температурном уровне минус 50 °С рассмотрена в главе 3.

1.5.3 Технология промышленной низкотемпературной абсорбции

Абсорбционные технологии в промышленных условиях применяются для подготовки природного конденсатсодержащего газа и попутного нефтяного газа.

Подготовка попутного нефтяного газа преимущественно осуществляется по технологии масляной абсорбцией (МАУ) при температуре окружающей среды и давлении от 1,4 до 4,0 МПа. В качестве абсорбента применяют нефтяные фракции при высоком удельном расходе абсорбента, составляющем около 0,8 кг/м³. При этом извлечение C_{5+} невелико – не выше 7% от их потенциального содержания в обрабатываемом газе.

Развитие технологий МАУ применительно к промышленной подготовке газа газоконденсатных месторождений пошло по пути снижения температуры процесса абсорбции. Это позволило увеличить степени извлечения пропан-бутановой фракции и C_{5+} . Технология НТС подготовки пластового газа, дополненная процессом абсорбции при отрицательных по Цельсию температурах, получила название технологии низкотемпературной абсорбции (НТА). В технологиях НТА охлаждение газа осуществляется с использованием традиционных устройств (эжектор или ТДА). Процесс промышленной подготовки газа по технологии НТА (ПНТА) был реализован на УКПГ-1В Ямбургского

НГКМ и на отдельной линии УКПГ-8В Уренгойского НГКМ. Товарной жидкой продукцией этих УКПГ является нестабильный конденсат [64].

Технологическая схема установки УКПГ 1-В приведена на рисунке 8. В зимний период подготовка газа осуществляется по схеме НТС с эжектором. Поддержание температуры в абсорбере в летний период осуществляется применением турбодетандеров, которые расположены параллельно эжекторам (подробное описание технологической схемы установки УКПГ 1-В приведено в главе 4). На установках ПНТА в качестве абсорбента применяют нестабильный конденсат первой ступени сепарации после отделения водно-метанольной фазы.

Технология ПНТА характеризуется:

- Ограничением по минимально достижимой температуре подготовки газа на уровне минус 30...минус 33 °С, что обусловлено рисками отложения парафинов внутри абсорбера. В составе пластового газа на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ содержатся парафины, которые попадают в абсорбент. Поэтому в абсорбере возможна кристаллизация парафинов на поверхностях массообменных элементов: в результате нарушается режим его работы и установки в целом (данное явление наблюдалось на УКПГ-1В).

- Влиянием даже небольшого капельного уноса абсорбента на точку росы товарного газа по углеводородам. Это обусловлено наличием тяжелых углеводородов в абсорбенте.

- Отсутствием возможности регулирования количества и компонентного состава абсорбента. В частности, в процессе разработки месторождения удельное количество абсорбента значительно уменьшается, что приводит к снижению эффективности процесса абсорбции.

Процесс ПНТА может быть усовершенствован в части организации циркуляционных потоков абсорбента с целью регулирования его количества и компонентного состава. Подобный процесс реализован в заводских условиях на Оренбургском газоперерабатывающем заводе (ГПЗ) [65].

Установка НТА Оренбургского ГПЗ предназначена для извлечения углеводородов C_{3+} из газов деэтанализации конденсата. Абсорбция осуществляется при давлении 1,36 МПа и температуре минус 30 °С. Насыщенный абсорбент проходит стадию регенерации, включающую предварительную десорбцию пропан-бутановой фракции в отдельной колонне и регенерацию абсорбента совместно с углеводородной жидкостью с установок НТС и стабилизацию конденсата. Поддержание поглотительной способности абсорбента осуществляется посредством постоянной подпитки углеводородной жидкостью с температурой начала кипения 130-140 °С.

Адаптация заводских технологий абсорбционной подготовки газа к промышленным условиям - перспективное направление развития абсорбционных технологий подготовки конденсатсодержащего газа. Применение усовершенствованных технологий ПНТА позволит увеличить степень извлечения C_{3+} из пластового газа с сохранением температурного уровня процесса абсорбции. Разработка новых технологических схем промышленной низкотемпературной абсорбции представлена в главе 4.

1.5.4 Технология низкотемпературной сепарации и ректификации

Другим направлением углублённого извлечения C_{3+} является технология НТС на температурном уровне минус 50...минус 55 °С. При проведении процесса НТС при столь низких температурах вместе с целевыми компонентами C_{3+} в состав НК конденсируется метан и этан для извлечения, которого из состава НК требуется применение процесса ректификации. Технологические схемы, содержащие ректификационную колонну, интегрированную в общую схему подготовки газа, получили название низкотемпературной сепарации и ректификации (НТСР) [66]. Разнообразие технологий НТСР [67,69] связано с особенностями состава месторождения и требованиями к жидкой продукции. Технология НТСР разработана для извлечения углеводородного конденсата на месторождениях НТПР, предназначенного для переработки на действующем

заводе деэтанзации и в перспективе - на строящемся газохимическом комплексе в г. Н. Уренгой.

Один из вариантов технологии НТСР с получением товарного нестабильного конденсата приведён на рисунке 10.

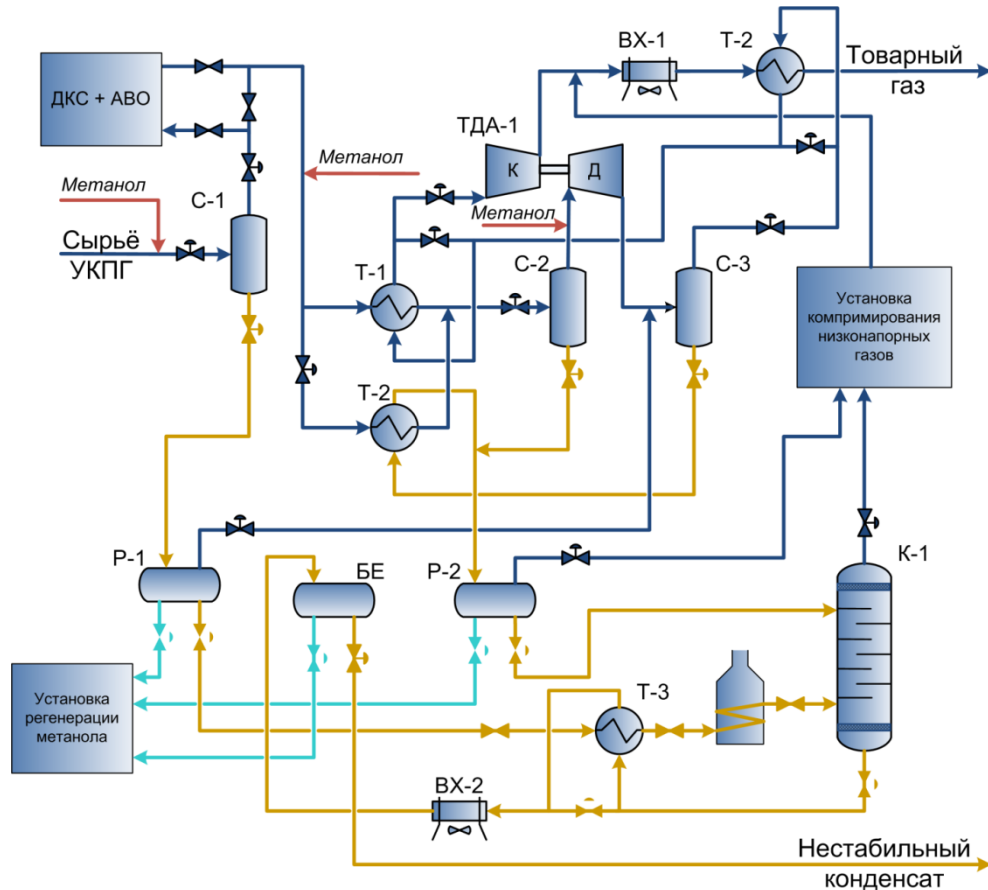


Рисунок 10 - Принципиальная технологическая схема НТСР

Условные обозначения:

С-1, С-2 – сепаратор

ВХ-1, ВХ-2 – воздушный холодильник

Т-1, Т-2, Т-3 – теплообменник

КУ-1 – компрессорная установка

Р-1, Р-2, Р-3 – разделитель

Н-1 – насос подачи товарного конденсата

К-1 – колонна ректификации

П-1 – печь подогрева конденсата

В технологии НТСР в качестве питания ректификационной колонны используется нестабильный конденсат первой ступени сепарации, а в качестве орошающего потока – конденсат, выделенный на последующих ступенях сепарации. В орошении колонны практически не содержатся «тяжёлые» углеводороды, что позволяет без дополнительной подготовки направлять газы

дегазации из колонны ректификации в товарный газ. Первоначально узел ректификации технологии НТСР рассматривался как дополнительный блок к установке подготовки газа по схеме НТС с ТДА. Включение дополнительного узла ректификации – возможный вариант модернизации существующих схем подготовки газа при переходе на пониженный температурный уровень сепарации.

Недавним примером технологической схемы подготовки конденсатсодержащих газов на температурном уровне минус 50...минус 60 °С является технология, реализованная на УКПГ Термокарстового газоконденсатного месторождения [70]. Её отличительной особенностью является использование адсорбционной осушки газов промежуточной ступени сепарации перед низкотемпературной сепарацией, что позволяет ограничить применение антигидратного реагента (метанола) только системой сбора газа. Другой особенностью является подготовка товарной жидкой продукции – деэтанализированного конденсата в двух колоннах деэтанализации. В первой колонне деэтанализированный конденсат получают из конденсата первой ступени сепарации после его отделения от водно-метанольного раствора, а во второй колонне – из конденсата низкотемпературной ступени сепарации. Данная схема характеризуется высокой капиталоемкостью и эксплуатационными затратами, связанными с наличием адсорбционной установки подготовки газа. Рассматриваемая технология существенно отличается от традиционных технологий подготовки газа, поэтому её применение потребует существенную реконструкцию действующих УКПГ.

Реализация НТС на температурном уровне ниже минус 55 °С в промышленных условиях, по-видимому, нецелесообразна, т.к. не только усложняется технология, но и требуется применение высоколегированных сталей, что резко удорожает стоимость УКПГ.

Низкотемпературные процессы извлечения углеводородов на температурном уровне минус 90 - 100 °С и ниже в настоящее время используются только в заводских условиях. Например, на Астраханском газоперерабатывающем

и Оренбургском гелиевом заводах, которые расположены в непосредственной близости от промысловых УКПГ. Эти примеры показывают, что промысловая низкотемпературная сепарация газа, совмещённая с заводской переработкой в рамках единого промыслового объекта, может успешно работать, обеспечивая максимально высокий выход жидкой товарной продукции и обеспечивая требования к качеству товарного газа по температурам точек росы с большим запасом.

Технологические схемы промысловой подготовки природного газа на температурном уровне сепарации минус 50 °С являются перспективным направлением совершенствования технологий подготовки конденсатсодержащих газов.

1.6 Выводы и постановка задач исследования

Проведенный анализ промысловых технологий подготовки газа показывает, что доля конденсатсодержащего газа в общем балансе добываемого газа в Надым-Пур-Тазовском регионе будет увеличиваться, главным образом, за счёт вовлечения в разработку глубокозалегающих ачимовских залежей и освоением новых газоконденсатных месторождений.

Промысловую подготовку газа газоконденсатных месторождений преимущественно осуществляют по технологии низкотемпературной сепарации с использованием в качестве холодопроизводящих устройств дросселя, эжектора или детандера. Температурный уровень сепарации в таких технологиях составляет минус 30...минус 35 °С. Перспективным направлением развития технологий НТС является дальнейшее снижение температурного уровня сепарации. Применительно к действующим технологиям НТС с эжектором этому препятствует резкое увеличение количества газов конечной ступени дегазации НК, что приводит к нарушению работы эжектора и схемы НТС в целом. Для дроссельной или турбодетандерной технологии газ дегазации после компримирования поступает в товарный газ. Это ограничивает температурный

уровень НТС значением около минус 35 °С поскольку понижение температуры сепарации приводит к нарушению требований к качеству товарного газа по водной и углеводородной точкам росы. Снижение температуры НТС может быть осуществлено дополнительной подготовкой низконапорных газов конечной ступени дегазации перед их подачей на эжектор или в газ сепарации.

Помимо технологии НТС, для подготовки конденсатсодержащих газов также применяется технология ПНТА. В этой технологии в качестве абсорбента используют конденсат с первой ступени сепарации. При этом компонентный состав и количество абсорбента в процессе разработки месторождения меняется, что в результате приводит к снижению степени извлечения C_{3+} из газа сепарации. В заводских технологиях абсорбционной подготовки газа состав абсорбента и его расход постоянны, что позволяет поддерживать высокую степень извлечения целевых компонентов. Для разработки новых технологических схемы промышленной низкотемпературной абсорбционной подготовки конденсатсодержащих газов с повышенной степенью извлечения C_{3+} прежде всего необходимо определить оптимальный состав углеводородного абсорбента для извлечения C_3-C_4 и C_{5+} .

Анализ действующих технологий подготовки конденсатсодержащих газов показывает влияние состава газа, поступающего на УКПГ, на содержание C_{5+} в подготовленном газе и интенсивность охлаждения газа и конденсата. Указанные особенности, а также выявленные общие закономерности подготовки конденсатсодержащих газов детально представлены в главе 2.

ГЛАВА 2. ЗАКОНОМЕРНОСТИ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ГАЗОКОНДЕНСАТНЫХ ЗАЛЕЖЕЙ ПО ТЕХНОЛОГИИ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ

В настоящее время накоплен значительный практический опыт в промышленной подготовке конденсатсодержащих газов по технологии НТС. Анализ фактических промышленных данных и результатов моделирования режимов работы УКПГ позволил выявить особенности этой технологии: эффективность охлаждения в дроссельном и детандерном устройствах, специфика рекуперации холода газа и конденсата НТС, а также зависимости остаточного содержания C_{5+} в газе НТС от состава входного газа. Выявленные особенности и закономерности могут использоваться при разработке новых технологических схем промышленной подготовки газа с целью увеличения степени извлечения C_3-C_4 и C_{5+} из входного газа в состав товарной жидкой продукции.

2.1 Особенности охлаждения конденсатсодержащих газов при редуцировании и детандировании

Подготовка газа по технологии НТС подразумевает ступенчатое охлаждение пластового газа. В качестве холодопроизводящих устройств на установках НТС используются АВО, дроссель или эжектор (дросселирование или изохнтальпийное расширение газа) и детандер (детандирование или политропное расширение газа, в идеализированном варианте – изохнтропийное расширение) [50,52]. В качестве дополнительных элементов охлаждения применяются рекуперативные теплообменники газ-газ и газ-конденсат. Как правило, газ приходит во входной сепаратор установки НТС с температурой плюс 15...30 °С и охлаждается до температуры минус 30...минус 40 °С. Принципиальная технологическая схема подготовки газа НТС с эжектором приведена на рисунке 11. Охлаждение газа первичной сепарации осуществляется последовательно в три стадии: в аппарате воздушного охлаждения газа (ВХ-1), рекуперативных теплообменниках «газ-газ» (Т-1) и «газ-конденсат» (на схеме такой тип теплообменника не приведен) и охлаждающем устройстве (дроссель,

эжектор, ТДА или др.). Снижение температуры газа первичной сепарации на ВХ-1 в зимнее время составляет 10...15 °С, на рекуперативных теплообменниках – 20...25 °С, а на охлаждающем устройстве 20...30 °С.

В процессе охлаждения газа в аппаратах ВХ-1 и Т-1 давление газа снижается на величину гидравлических потерь в этих аппаратах – 0,05...0,08 МПа. При начальном давлении газа в С-1 11,9 МПа давление газа перед охлаждающим устройством составит около 11,8 МПа.

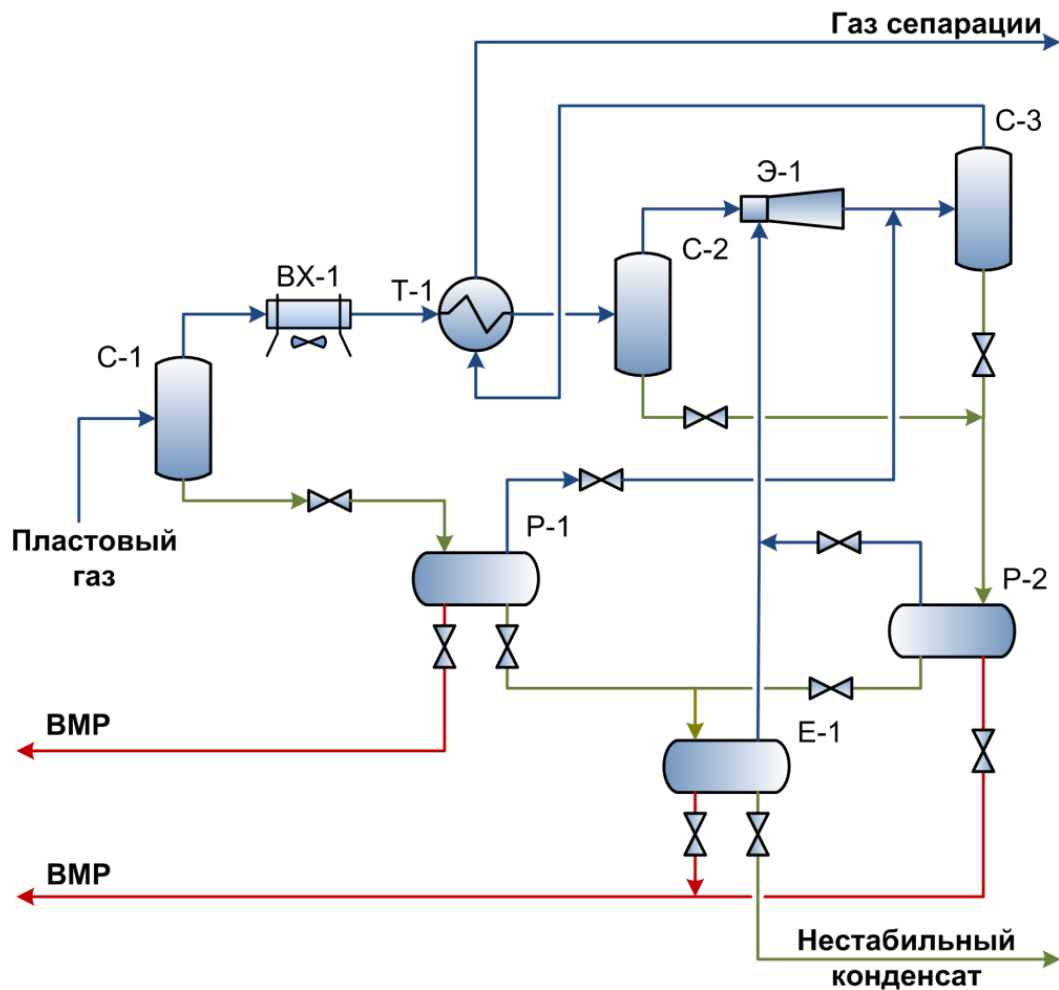


Рисунок 11 – Принципиальная технологическая схема подготовки газа НТС с эжектором

По мере достижения температуры НТС (охлаждение газа в теплообменном оборудовании и охлаждающем устройстве) из газа первичной сепарации происходит конденсация водной и углеводородной фазы, что приводит к

снижению содержания компонентов C_{3+} в газе, поступающем в охлаждающее устройство. Проведенные расчёты технологической схемы НТС с эжектором (рисунок 10) позволили определить составы газа, на входе в охлаждающее устройство при начальном (пластовом) содержании C_{5+} в диапазоне от 104 до 380 г/м³. Результаты расчётов приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Состав газа, поступающий в охлаждающее устройство при начальном содержании C_{5+} 104, 150 и 380 г/м³

Компоненты	Содержание C_{5+} во входном газе, г/м ³		
	104	150	380
	Содержание компонентов в газе из С-2, г/м ³		
C_1	602,5	601,3	574,5
C_2	60,2	59,9	93,5
C_3	44,7	41,0	57,8
$\sum C_4$	28,2	27,5	27,1
$\sum C_{5+}$	23,8	35,9	37,2

Из таблицы видно, что, несмотря на существенную разницу в начальном содержании C_{5+} во входном газе, содержание этих компонентов перед охлаждающим устройством не столь значительно: оно варьируется на 13 г/м³. Такая особенность изменения состава газа в процессе его подготовки обусловлена конденсацией в первичном сепараторе (С-1) наиболее тяжелых углеводородов.

Дальнейший процесс охлаждения газа промежуточной ступени сепарации осуществляется в дросселе или детандере. Расчётные зависимости температуры НТС при дросселировании и детандировании газов, рассматриваемых составов, приведены на рисунке 12. Для сравнения на графике приведена температурная зависимость для чистого метана, т.е. газа, в котором компоненты C_{5+} отсутствуют. Термобарические параметры газа промежуточной ступени сепарации (С-2) перед его охлаждением в дросселе или детандере составляют: давление – 11,8 МПа,

температура – минус 10 °С. Давление в сепараторе НТС варьируется от 7...6 до 4,5 МПа.

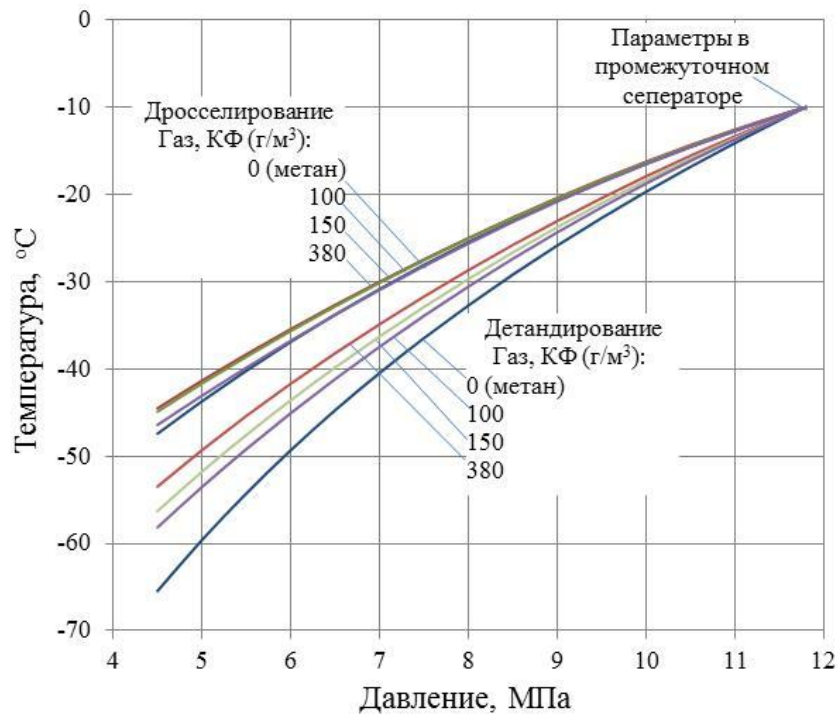


Рисунок 12 – Зависимость температуры от давления при дросселировании и детандировании газов с содержанием C_{5+} 380, 150, 100 и 0 (метан) г/м³

Из представленных расчетов видно, что при одинаковом перепаде давления на охлаждающих устройствах и для одного состава входного газа температура газа на выходе из детандера всегда ниже, чем из дросселя. Детандирование – термодинамический процесс, близкий к процессу изоэнтروпийного охлаждения газа. Как известно из технической термодинамики этот процесс охлаждения более эффективный, чем изоэнтальпийное расширение газа (в последнем, по образному выражению проф. Белоконя [71], потенциальная работа усваивается потоком в форме теплоты).

Проанализируем влияние содержания углеводородов C_{5+} в газе, поступающем на вход в охлаждающее устройство, на интенсивность его охлаждения. При дросселировании максимальная разница в значении температуры между составами с содержанием C_{5+} 380 и 100 г/м³ при давлении

4,5 МПа не превышает половины градуса, а для процесса детандирования – три градуса. Снижение температуры газа в процессе дросселирования между составами газа с содержанием C_{5+} 380 г/м³ и метаном составляет три градуса, а для процесса детандирования – девять градусов. Это связано с тем, что в процессах охлаждения температура газа на выходе из охлаждающего устройства определяется также количеством сконденсировавшейся жидкости и её теплофизическими свойствами: теплотой конденсации и теплоёмкостью [72,73]. Количество сконденсировавшейся жидкости при дросселировании и детандировании рассматриваемых газов приведено на рисунке 13.

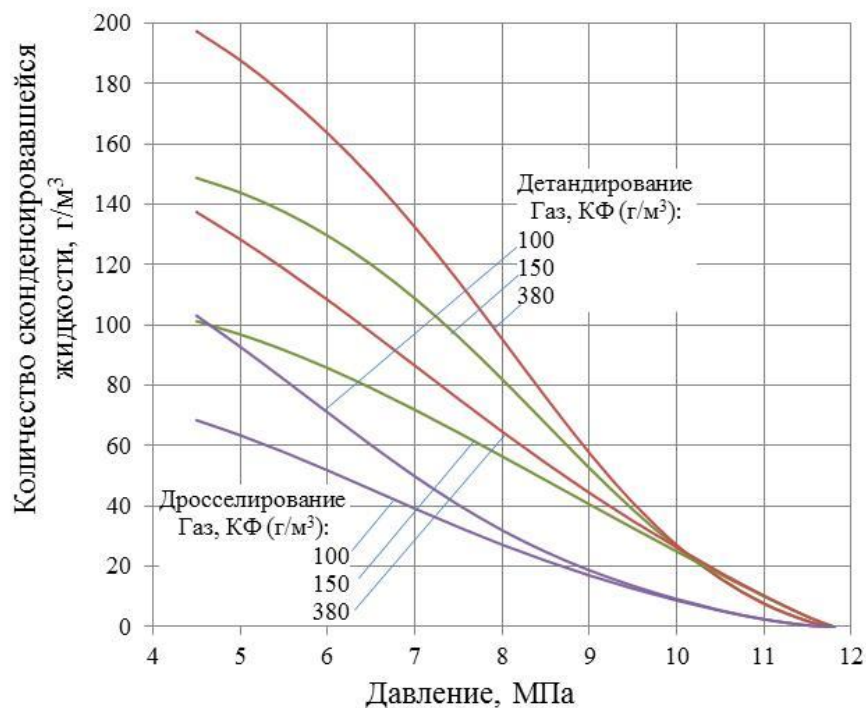


Рисунок 13 – Количество сконденсировавшейся жидкости при дросселировании и детандировании газов с содержанием C_{5+} 380, 150, 104 г/м³

Из представленного расчетного графика (рисунк 13) видно, что с уменьшением КФ входного газа количество конденсируемой жидкости снижается. Для процесса детандирования количество конденсируемой жидкости оказывает существенное влияние на эффективность процесса охлаждения и, следовательно, на температуру газа на выходе из детандера во всём

рассматриваемом интервале давления. Для процесса дросселирования влияние состава газа на количество конденсируемой жидкости также прослеживается. Однако температура газа на выходе из дросселя для составов с различным содержанием КФ различается уже незначительно. Это обусловлено меньшим количеством конденсируемой жидкости и меньшим охлаждением газа при дросселировании, чем при детандировании.

Таким образом, в технологических схемах НТС с дросселем состав газа на входе в УКПГ не оказывает заметного влияния на температуру газа на выходе из дросселя. В технологических схемах НТС с ТДА состав газа существенно влияет на температуру газа на выходе из детандера. Уменьшить эффект влияния конденсации жидкости на температуру газа на выходе из ТДА можно при реализации двухступенчатого процесса охлаждения. На первой ступени будет преимущественно конденсироваться тяжелая углеводородная жидкость с большой теплоёмкостью и теплотой конденсации. Это позволит на второй ступени охлаждения получить более низкие температуры НТС за счёт снижения количества сконденсировавшейся жидкости.

Полученные зависимости (рис.13) использованы далее при разработке новых технологических схем промышленной подготовки газа для оценки термобарических параметров работы установки НТС.

2.2 Зависимости снижения температуры углеводородной жидкости из низкотемпературного сепаратора при её дросселировании от состава входного газа

Предварительное охлаждение газа после первой ступени сепарации осуществляется в теплообменниках: «газ-газ» и «газ-конденсат» посредством рекуперации холода газа и жидкости сепаратора НТС. Жидкость из сепаратора НТС перед поступлением в рекуперативный теплообменник, как правило, дросселируется до давления, несколько выше давления концевой ёмкости дегазации НК, т.е. до ~3,0 МПа (рисунок 10). Фактические значения перепада

давления и снижение температуры между сепаратором НТС и концевой ёмкости дегазации НК составляют, соответственно, 2...3 МПа и 10...15 градусов. Охлаждение газа первичной сепарации жидкостью из сепаратора НТС в рекуперативном теплообменнике «газ-конденсат» позволяет понизить температуру НТС и увеличить выход товарного НК.

Расчётное моделирование технологической схемы подготовки конденсатсодержащих газов с содержанием C_{5+} от 104 до 380 г/м³ (для семи различных составов) при одинаковом перепаде давления на установке НТС позволил выявить различие в температуре НК после дросселя (рисунок 14). Термобарические параметры процесса НТС составляют: давление – 6,0 МПа, температура – минус 30 °С. Давление после дросселя – 3,0 МПа.

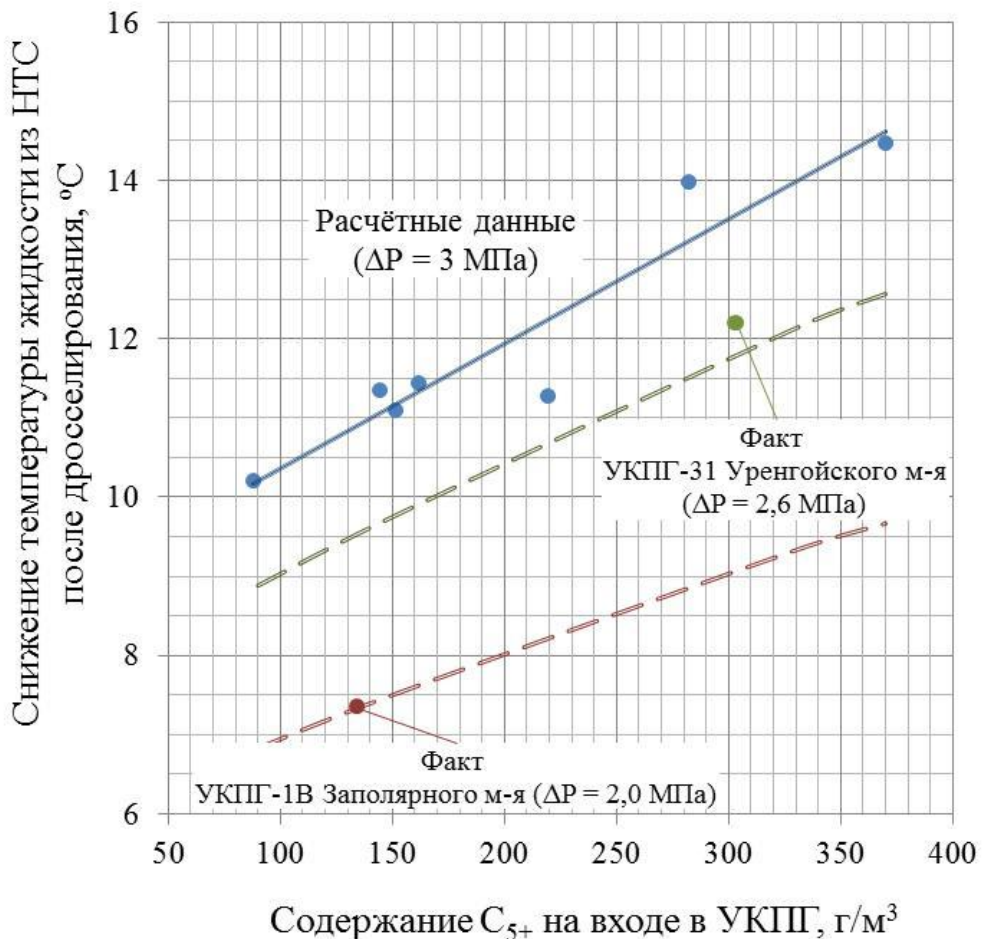


Рисунок 14 – Зависимость снижения температуры жидкости НТС при дросселировании от содержания C_{5+} в газе на входе в УКПГ

Анализ полученных зависимостей, приведённых на рисунке 14, позволил выявить закономерности снижения температуры жидкости из низкотемпературного сепаратора в процессе её дросселирования от содержания C_{5+} в газе на входе в УКПГ. Из представленных данных видно, что с увеличением содержания C_{5+} во входном потоке охлаждение жидкости из низкотемпературного сепаратора после её дросселирования увеличивается. Эту закономерность можно объяснить физическими процессами, происходящими при дросселировании углеводородной жидкости. Процесс дросселирования жидкости из низкотемпературного сепаратора сопровождается дегазацией углеводородов и охлаждением, как газов дегазации, так и оставшейся жидкости. Газы дегазации, образующиеся при дросселировании жидкости сепаратора НТС представляют собой смесь углеводородов преимущественно состоящую из метана (88...85 моль.%) и этана (10...6 моль.%). Эти компоненты при дросселировании также охлаждаются более интенсивно, чем жидкость, определяя тем самым степень охлаждения НК в целом. Содержание компонентов в НК, выделенном в сепараторе НТС, определяется совокупным количеством C_5-C_6 во входном потоке и, следовательно, и содержанием C_5-C_6 в пластовом газе. Анализ изменения состава пластового газа в процессе его низкотемпературной подготовки показало, что содержание C_5-C_6 в пластовом газе коррелирует с общим содержанием углеводородов C_{5+} в этом потоке (рисунок 15).

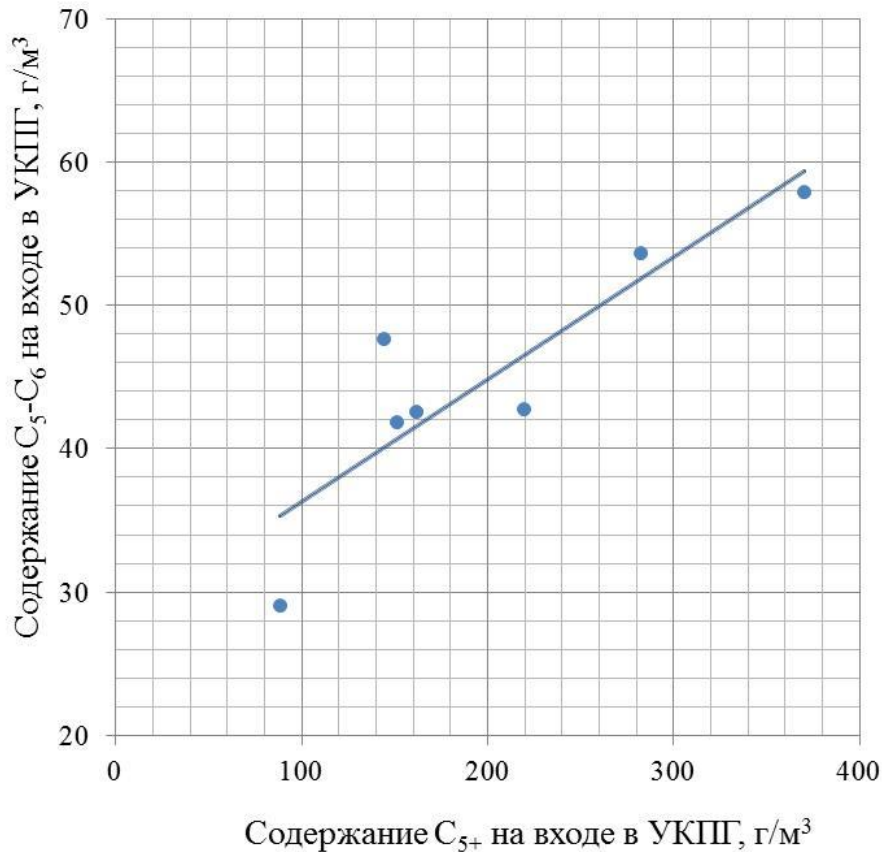


Рисунок 15 – Зависимость содержания C_5-C_6 в пластовом газе от содержания C_{5+} . Символы – фактические данные; сплошная линия – линейная интерполяция

Таким образом, для определения температуры НК после дросселирования рекомендуется пользоваться зависимостью, приведенной на рисунке 14. Эта зависимость носит качественный характер и характерна для газоконденсатных месторождений с высоким конденсатным фактором при дросселировании жидкости НТС до давления концевой ступени дегазации. Дросселирование жидкости осуществляется в установках НТС с дросселем, эжектором или ТДА по схеме подключения «компрессор-детандер». В технологии НТС с ТДА по схеме подключения «детандер-компрессор» этот эффект менее выражен. Для такой схемы (см. рисунок 10) характерно более низкое давление сепарации (~4,5 МПа), при этом перепад давления между сепаратором НТС и концевой ёмкостью дегазации НК составляет ~1,5 МПа, поэтому жидкость НТС охлаждается всего на 7...9 градусов.

Полученная зависимость (рисунок 14) подтверждается практическими промышленными данными. На УКПГ-1В Заполярного НГКМ перепад давления и температуры на дросселе составляет 2,0 МПа (с 6,1 до 4,1 МПа) и 7,0 °С (с минус 32,1 до минус 39,1 °С), а удельный показатель охлаждения НК – 3,5 град/МПа. На УКПГ-31 Уренгойского НГКМ (C_{5+} – 302,4 г/м³) при перепаде давления – 2,6 МПа (с 5,7 до 3,1 МПа), снижение температуры НК – 12,3 °С (с минус 31,5 до минус 43,8 °С). Удельный показатель охлаждения НК – 4,7 град/МПа.

Полученные выше зависимости могут быть использованы для оценки конечной температуры жидкости низкотемпературного сепаратора перед её поступлением в рекуперативный теплообменник «газ-конденсат». Использование холода НК позволяет дополнительно охладить газ после первичной сепарации и обеспечивает требуемую температуру в концевой ёмкости дегазации НК.

2.3 Корреляции содержания C_{5+} в товарном газе, подготовленном по технологии НТС

Проведённый выше анализ технологических схем промышленной подготовки конденсатсодержащих газов на температурном уровне НТС минус 30 °С выявил различие в содержании компонентов C_{5+} в газе сепарации НТС: от 3 до 6 г/м³ (раздел 1.4) [6]. Столь существенное различие требует детального расчетного анализа, т.к. снижение содержания C_{5+} в газе сепарации позволяет увеличить выход товарной жидкой продукции, тем самым повысить рентабельность производства в целом.

Анализ степени извлечения и остаточного содержания C_{5+} в газе сепарации выполнен для традиционной трёхступенчатой технологической схемы НТС с эжектором (рисунок 12) на примере составов газов, приведённых в таблице 1. Термобарические параметры установки НТС, использованные при расчётах приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Термобарические параметры установки НТС, использованные при расчётах

Разделитель	Давление, МПа	Температура, °С
С-1	12,0	20
С-2	11,5	минус 10
С-3	6,0	минус 30
Р-1	6,5	18,5
Р-2	5,3	минус 33,2
Е-1	3,3	минус 4

Капельные уносы жидких углеводородов из низкотемпературного сепаратора до 300 мг/м^3 оказывают незначительное влияние на остаточное содержание C_{5+} в товарном газе. Поэтому приведенные ниже расчёты выполнены без поправки на унос жидкости из сепараторов. Изменение состава пластового газа в процессе разработки месторождения при снижении пластового давления за счёт выпадения конденсата в пласте, учитывалось расчётами дифференциальной конденсации.

Расчётная зависимость степени извлечения C_{5+} от их содержания в пластовом газе для рассматриваемых месторождений приведена на рисунке 16.

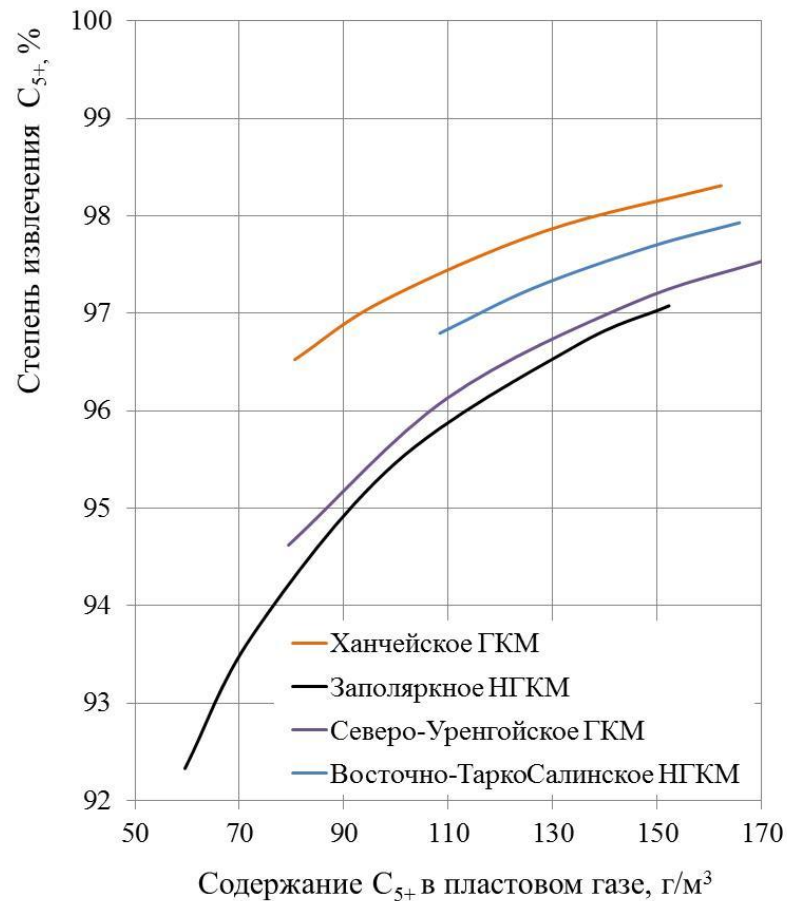


Рисунок 16 – Расчётные степени извлечения C_{5+} в процессе разработки месторождений и уменьшении конденсатного фактора в пластовом газе

Максимальное извлечение C_{5+} соответствует начальному потенциальному содержанию C_{5+} в пластовом газе, минимальное – характеризует завершающий период разработки месторождения. Степень извлечения углеводородов C_{5+} на начальный период эксплуатации газоконденсатных месторождений составляет 97,1...98,3% и в процессе разработки месторождения снижается до 92,3%. В среднем для разных составов природного газа при одинаковом содержании C_{5+} в сырьевом потоке разница в степени извлечения C_{5+} не превышает ~2,0%.

Остаточное содержание C_{5+} в газе сепарации в процессе разработки месторождения (при уменьшении содержания тяжелых углеводородов в пластовом газе), приведено на рисунке 17. Из рисунка также можно видеть

двукратное отличие в содержании C_{5+} в газах сепарации различных месторождений.

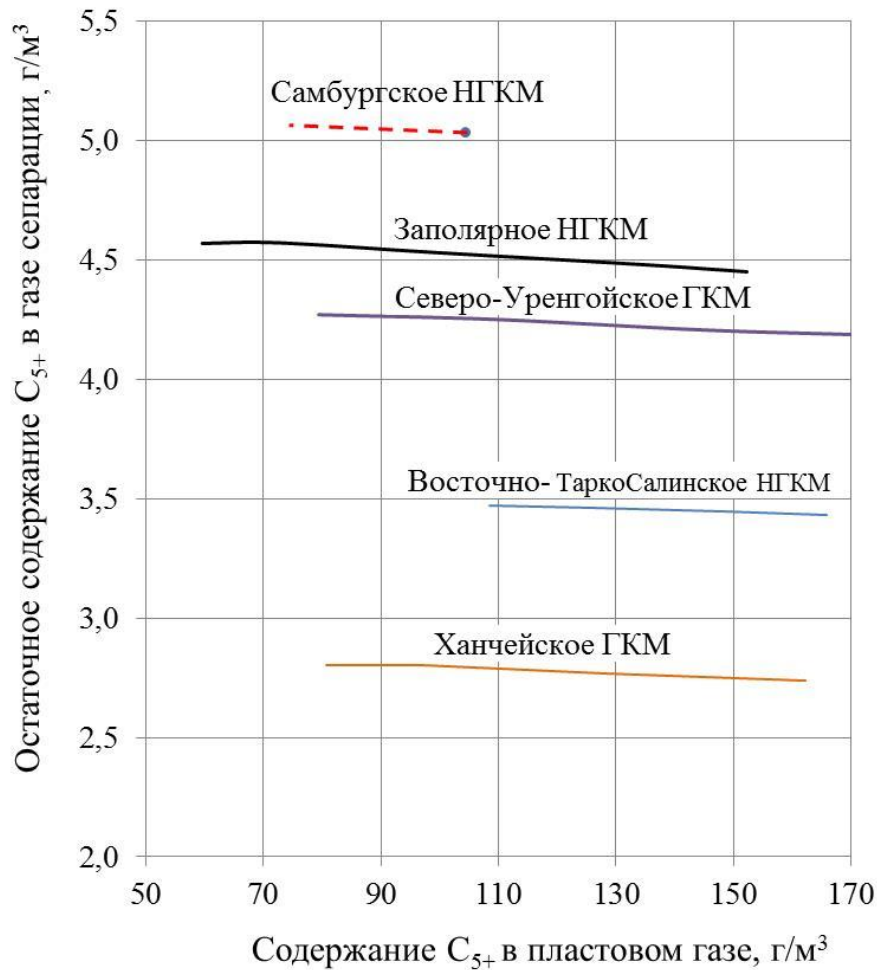


Рисунок 17 – Расчётное остаточное содержание C_{5+} в газе сепарации в процессе разработки месторождений

Линии остаточного содержания C_{5+} в товарном газе расположены практически эквидистантно с небольшим увеличением по мере снижения содержания C_{5+} в пластовом газе в ходе разработки месторождений. Данная закономерность позволяет осуществлять прогноз изменения остаточного содержания C_{5+} в газе сепарации и степень их извлечения в процессе разработки месторождения при условии отсутствия подключения дополнительных эксплуатационных объектов и при сохранении термобарических параметров НТС. Так, для пластового газа Самбургского месторождения на рисунке 17 пунктиром

приведена кривая прогнозируемого остаточного содержания C_{5+} в газе низкотемпературной сепарации.

Различие в содержании C_{5+} в газах сепарации НТС можно объяснить фракционным составом C_{5+} . Удельное содержание компонентов C_{5+} в газе сепарации НТС приведено на рисунке 18.

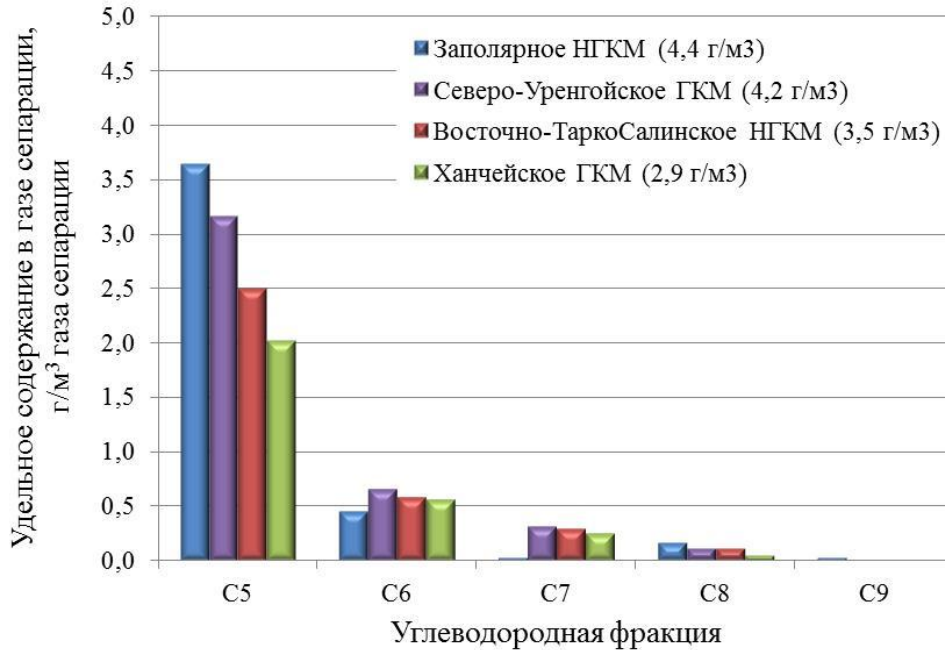


Рисунок 18 – Содержание фракций C_{5+} в газах низкотемпературной сепарации для различных месторождений

Из рисунка 18 видно, что основной вклад в содержание C_{5+} в газе низкотемпературной сепарации преимущественно вносят пентаны ~ 80%. Максимальная разница в содержании C_{5+} среди рассматриваемых составов составляет $1,7 \text{ г/м}^3$, C_6 – $0,5 \text{ г/м}^3$, а C_7 – $0,3 \text{ г/м}^3$.

Анализ рассматриваемых составов показал, что составы пластовых газов содержат приблизительно одинаковое начальное количество C_{5+} и фракций C_5 , C_6 , C_7 , но при этом содержание C_3 - C_4 существенно отличается. Зависимость содержания остаточного содержания C_{5+} от C_3 - C_4 в газе на входе в УКПГ приведена на рисунке 19.

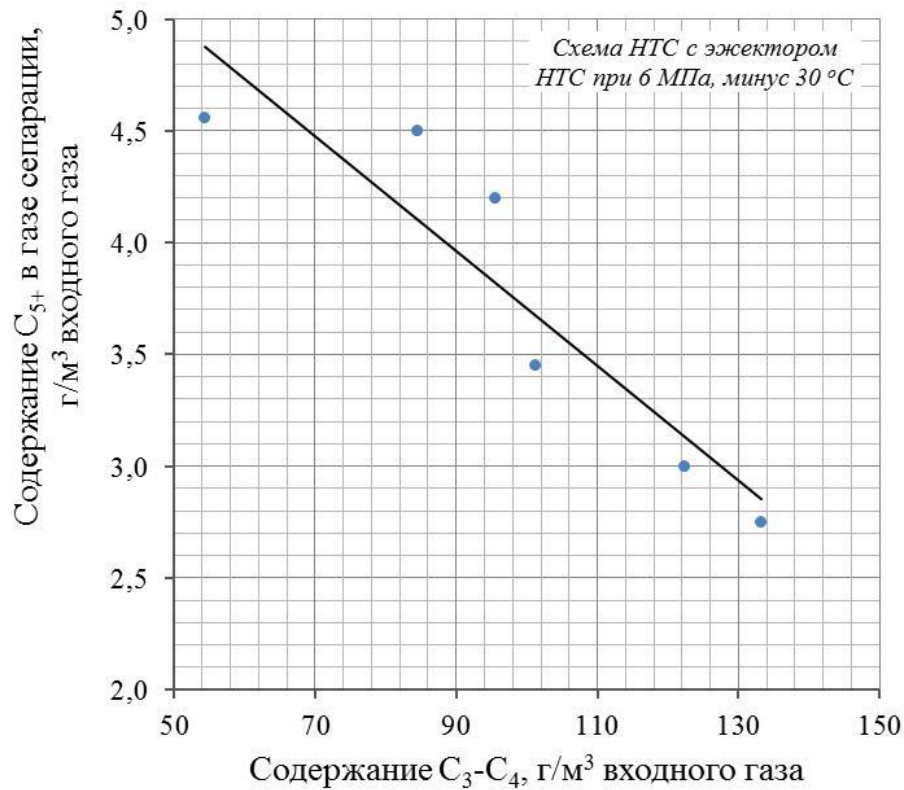


Рисунок 19 – Зависимость содержания C_{5+} в газе сепарации от содержания C_3-C_4 в газе на входе в УКПГ. Символы – фактические данные; сплошная линия – линейная интерполяция

Из рисунка 19 видно, что содержание C_{5+} в газе сепарации линейно зависит от содержания C_3-C_4 в газе на входе в УКПГ. Полученную зависимость можно объяснить физическими процессами, происходящими в процессе ступенчатой низкотемпературной сепарации. При подготовке пластового газа в первичном и промежуточном сепараторах конденсируется углеводородная жидкость (преимущественно C_{5+}). Массовое содержание C_{5+} в этой жидкости составляет 80...90%, а C_3-C_4 – 10...20%. Поступая в низкотемпературный сепаратор, где температура составляет минус 30 °С, углеводороды C_{5+} продолжают конденсироваться, а C_3-C_4 остаются в газовой фазе как более легколетучие компоненты. Таким образом, происходит перераспределение компонентов и чем больше C_3-C_4 в газе на входе в низкотемпературный сепаратор, тем меньше содержание C_{5+} в газе сепарации.

Полученная зависимость описывается прямой линией:

$$C_{5+} = -0,026 \cdot [C_3 - C_4] + 6,3 \quad (1)$$

Зависимость (1) позволяет на основе содержания в пластовом газе компонентов C_3 - C_4 (в г/м^3) рассчитать количество (в г/м^3) и затем степень извлечения C_{5+} для конденсатсодержащих газов с конденсатным фактором в диапазоне от 100 до 300 г/м^3 . Практическим значением зависимости (1) является возможность предварительной (экспертной) оценки материальных балансов распределения C_{5+} на УКПГ для технологических схем с использованием в качестве холодопроизводящего устройства турбодетандера, дросселя, пароконденсационной холодильной машины и других устройств на температурном уровне сепарации минус 30 °С.

2.4 Зависимости извлечения компонентов C_{3+} от температуры фракционного состава абсорбента

В главе 1 одним из перспективных вариантов развития технологий подготовки конденсатсодержащего газа отмечено направление, заключающееся в адаптации заводских технологий абсорбционной подготовки газа к промышленным условиям. Задача заключается в подборе абсорбента оптимального состава и его применении для увеличения степени извлечения целевых компонентов из газа, поступающего в абсорбер.

Для выполнения поставленной задачи первоначально проведено расчётное моделирование с использованием в качестве абсорбента углеводородов парафинового ряда [74]. Извлечение компонентов C_3 , C_4 , C_{5+} и C_{3+} исследовалось на примере газа Ямбургского НГКМ при термобарических параметрах, характерных для низкотемпературного сепаратора. Давление процесса абсорбции – 6,0 МПа при температуре минус 30 °С. Подбор абсорбента осуществлялся для извлечения каждого из компонентов C_3 , C_4 , C_5 и т.д. На рисунке 20 в качестве

примера приведены результаты расчётов извлечения из газа, поступающего в абсорбер н-бутана.

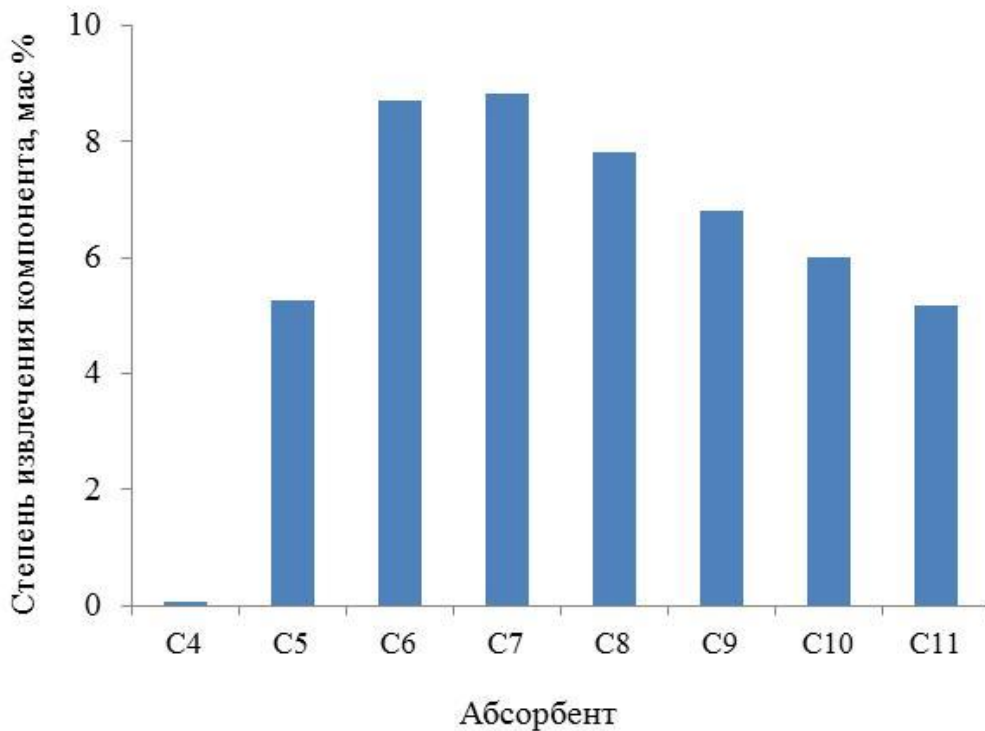


Рисунок 20 – Зависимость степени извлечения н-бутана различными углеводородными абсорбентами

Из представленного графика видно, что для извлечения н-бутана оптимальными абсорбентами являются гексан и гептан, а также их смеси. Степень извлечения при этом недостаточно велика, всего 9%, однако она может быть повышена путём увеличения удельного расхода абсорбента с 10 до 20 г/м³. Аналогичные расчётные исследования были проведены и для остальных целевых углеводородов (C₃, C₅, и C₆). Полученные результаты показали, что каждому целевому компоненту соответствует индивидуальный абсорбент, который обеспечивает максимальное его извлечение.

Проведённые выше расчеты были выполнены на примере углеводородов парафинового ряда. На практике газоконденсатные газы характеризуются не индивидуальными компонентами, а компонентно-фракционным составом. Компоненты от метана до пентана рассматриваются индивидуально, а смесь

углеводородов C_{6+} разбивается на достаточно узкие фракции. Фракционное описание углеводородного состава C_{6+} позволяет учесть наличие углеводородов нафтенового типа, изо-строения и ароматических углеводородов. Углеводородные фракции характеризуются температурами начала и конца кипения. Чем меньше этот интервал, тем более точно описываются свойства углеводородов, а в нашем случае – состав C_{6+} .

В качестве абсорбента рассматривались десятиградусные фракции (далее фракция), которые были получены при физико-химическом анализе проб товарного нестабильного конденсата Ямбургского ГКМ. При проведении расчётов значение температуры кипения для каждой из фракций принимают как среднее между началом и концом кипения. Дополнительное извлечение C_{3+} , C_3-C_4 и C_{5+} из газа, поступающего в низкотемпературный абсорбер, относительно базовой технологии НТС приведено на рисунке 21. Расчетные данные получены для температуры в абсорбере и сепараторе НТС минус $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ и давления $6,0\text{ МПа}$ при четырёх теоретических ступенях контакта в абсорбере и удельном расходе абсорбента 20 г/м^3 .

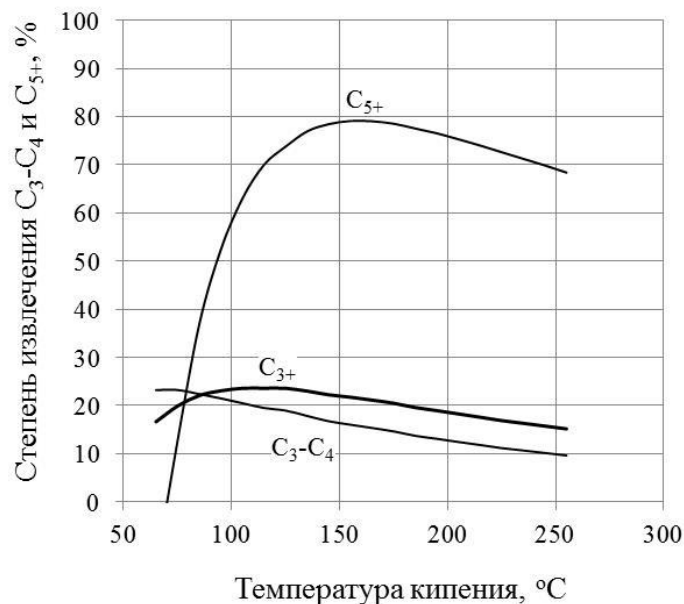


Рисунок 21 – Степени извлечения C_{3+} , C_3-C_4 и C_{5+} десятиградусными фракциями (как абсорбентами) из газа, поступающего в низкотемпературный абсорбер

Из представленного рисунка 21 видно, что для максимального извлечения каждой из групп компонентов требуется определённый состав абсорбента: для C_3-C_4 – фракция 60...70 °С, для C_{5+} – фракция 150...170 °С, а для C_{3+} – фракция 100...120 °С.

Таким образом, применение специального селективного абсорбента принципиально дает возможность увеличить степень извлечения C_3-C_4 и C_{5+} при подготовке газа по технологии промышленной низкотемпературной абсорбции. Следующим этапом данной работы является разработка усовершенствованной технологической схемы ПНТА с получением и регенерацией селективного абсорбента, что позволяет существенно увеличить извлечение C_{3+} . Результаты этого исследования представлены в главе 4.

2.5 Особенности расчётного определения точки росы товарного газа по углеводородам

Требования к температурам точек росы газа на выходе из УКПГ регламентируются СТО Газпром 089-2010 [11] (см. раздел 1.3). На практике инструментально $TTR_{УВ}$ определяют приборами конденсационного типа с визуальной или электронной фиксацией температуры появления пленки или первых капель углеводородного конденсата на поверхности зеркала при его охлаждении [74]. Определение $TTR_{УВ}$ подготовленного товарного газа (газа, прошедшего низкотемпературную ступень сепарации) и нагретого в рекуперативном теплообменнике «газ-газ» до температуры 0...минус 2 °С осуществляют на узле замера газа (УЗГ) [75-77].

Моделирование фактических режимов работы установок НТС выявило, что значения $TTR_{УВ}$, рассчитанные средствами, имеющимися в моделирующих программных комплексах, всегда выше экспериментальных замеров. Различие между расчётными и экспериментальными значениями $TTR_{УВ}$ определяется как метрологическими характеристиками инструментальных методов измерения, так и детализацией исходных данных. В связи с этим, прежде всего, необходимо

рассмотреть влияние детализации исходных данных на расчётное определение TTR_{yB} подготовленного газа.

На промышленных установках низкотемпературной подготовки газа, показатели TTR_{yB} определяются как термобарическими параметрами конечной низкотемпературной сепарации, так и значениями уносов капельной жидкости с газом сепарации. В случае отсутствия уносов жидкости и минимальных гидравлических потерях на участке трубопровода от сепаратора НТС до УЗГ значение TTR_{yB} практически соответствует температуре НТС [78-86].

При наличии капельных уносов из низкотемпературного сепаратора при измерении TTR_{yB} процесс конденсации жидкости из товарного газа на зеркале гигрометра происходит постепенно и в достаточно широком спектре температур. Особенности динамики конденсации определяются составом унесенной капельной жидкости, состоящей как из лёгких углеводородов (метан-этан), так и более тяжелых углеводородов. При измерении TTR_{yB} фактически фиксируется температура начала процесса резкой конденсации жидкости на зеркале гигрометра, тогда как значение TTR_{yB} , рассчитанное имеющимися программными средствами, определяется температурой самой начальной стадии конденсации. Например, при измерении фиксируется значение TTR_{yB} минус 20 °С, а расчётным путем получаются плюсовые значения TTR_{yB} . Поэтому расчётные методы должны быть адаптированы к процессу измерения. Это можно сделать, введя в расчетную схему определения TTR_{yB} понятие порогового значения величины сконденсировавшейся жидкости, которое и фиксируется конденсационным гигрометром. Это пороговое значение соответствует стадии более интенсивной конденсации тяжелых углеводородов, а его величина зависит от состава и количества уносимой из низкотемпературного сепаратора капельной жидкости.

Рассмотрим удельное количество жидкости, которое конденсируется из газа сепарации при его охлаждении на примере ачимовского газа (таблица 1). Выбор ачимовского газа обусловлен его сложным составом – наличием углеводородов с высокой молекулярной массой и температурой кипения. Расчетное исследование

осуществлялось на примере технологии НТС с эжектором на температурном уровне сепарации минус 30 °С при различном уносе жидкой фазы. При проведении расчётов приняты уносы жидкости из первичного и промежуточного сепараторов 50 мг/м³, что соответствует средней фактической эффективности данного типа оборудования. Результаты расчёта приведены на рисунке 22.

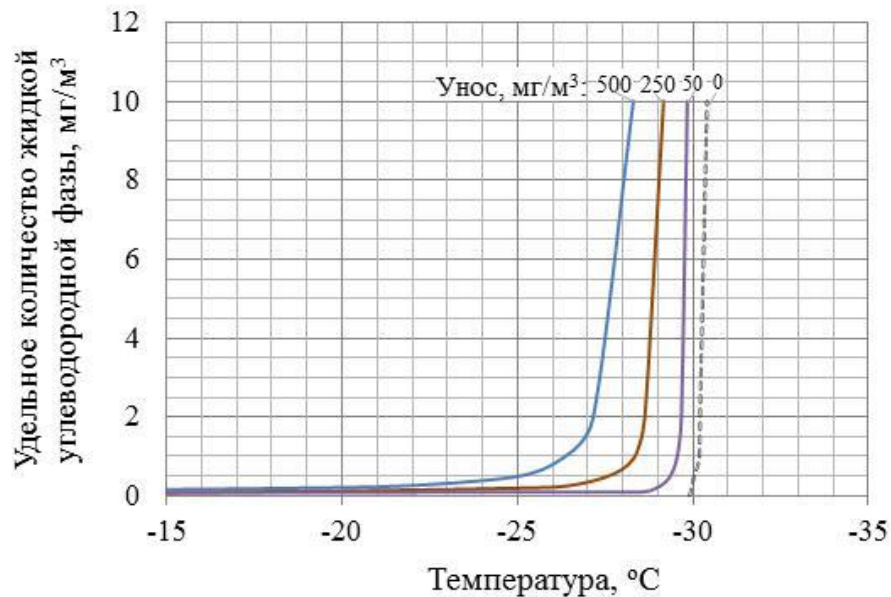


Рисунок 22 – Зависимость удельного содержания жидкости, сконденсировавшейся из товарного газа от его температуры при давлении 6,0 МПа (уносы капельной жидкости из низкотемпературного сепаратора: 0, 50, 250 и 500 мг/м³, температура НТС минус 30 °С)

Из рисунка 22 видно, что при отсутствии капельного уноса жидкости из низкотемпературного сепаратора расчётное значение $T_{TP_{UV}}$ соответствует температуре НТС – минус 30 °С. В случае наличия капельного уноса жидкости значение $T_{TP_{UV}}$ составляет значение выше минус 15 °С, а количество сконденсировавшейся жидкости при этом составляет не более 0,1 г/м³. Следует отметить, что по мере снижения температуры количество конденсирующейся жидкости постепенно увеличивается, но при определённой температуре процесс конденсации начинает резко увеличиваться. При инструментальном замере вблизи этой температуры наблюдается интенсивная конденсация жидкости на

зеркальце прибора (эта температура и выдается автоматическим гигрометром как значение $TTR_{УВ}$).

С учетом характерного вида температурной зависимости количества конденсируемой жидкости нами предлагается следующая расчетная последовательность определения значения $TTR_{УВ}$: задается величина капельного уноса из низкотемпературного сепаратора, рассчитывается соответствующая кривая конденсации, затем проводятся асимптоты вертикальной и горизонтальных линий конденсации и в точке их пересечения строится окружность такого радиуса, чтобы она касалась кривой конденсации. Температуры точки касания окружности (центр которой в точке пересечения асимптот) с кривой конденсации и является искомым значением $TTR_{УВ}$. Разработанная расчетная последовательность определения значения $TTR_{УВ}$ в графическом виде приведена на рисунке 23.

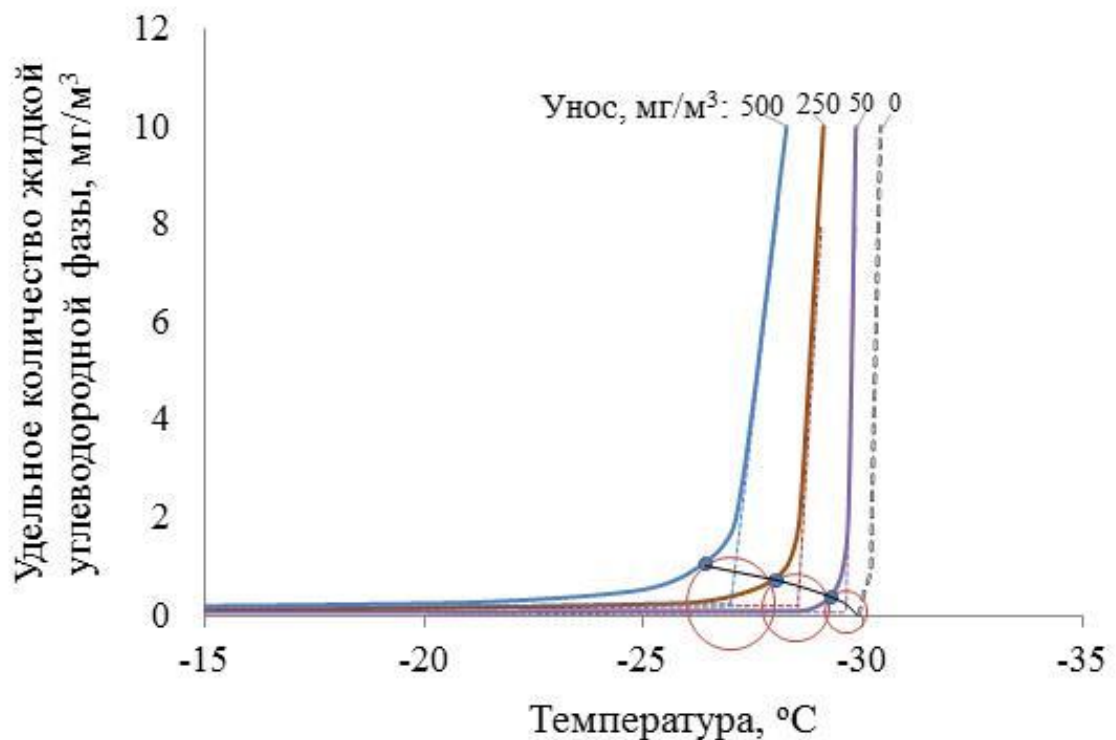


Рисунок 23 – Графическая иллюстрация определения $TTR_{УВ}$

Можно предложить и другой практически эквивалентный расчетный способ – двойное дифференцирование кривой конденсации и нахождения экстремума на полученной кривой (его температура и принимается за $TTR_{УВ}$).

Таким образом, разработана расчетная методика, которая позволяет согласовать расчетное определение $TTR_{УВ}$ с ее экспериментально измеренным значением (как температуры интенсивной конденсации жидкости на зеркале гигрометра).

Из данных рисунка 23 можно построить зависимости удельного количества жидкости, выделенной из газа низкотемпературной сепарации и уноса жидкости из низкотемпературного сепаратора от $TTR_{УВ}$ (рисунок 24).

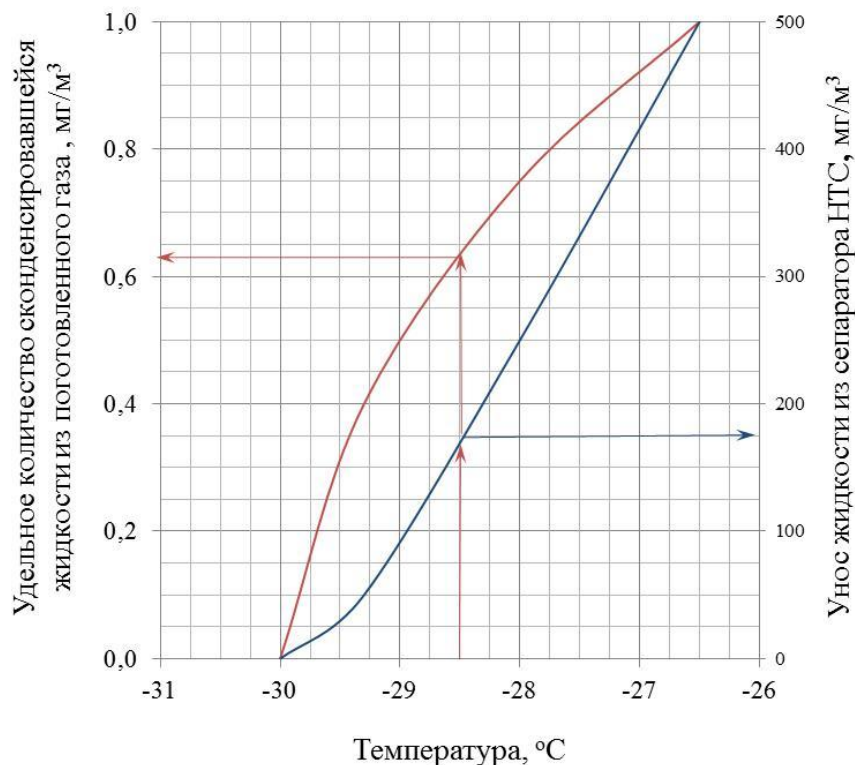


Рисунок 24 – Номограмма удельного количества жидкости, выделенной из газа низкотемпературной сепарации и уноса жидкости из низкотемпературного сепаратора от температуры НТС (для газа ачимовской залежи)

Для технологии подготовки газа на температурном уровне сепарации минус 30 °С из номограммы (рисунок 24) следует, что фактической замеренной температуре $TTR_{УВ}$ минус 28,5 °С соответствует унос жидкости из

низкотемпературного сепаратора, равный 175 мг/м^3 . При этом количество сконденсировавшейся жидкости из подготовленного газа составляет $0,63 \text{ мг/м}^3$.

Приведённый выше способ расчетного нахождения $TTR_{УВ}$ позволяет согласовать расчётное и инструментальное (экспериментальное) значения TTR , увязав величину капельного уноса жидкости с фактической $TTR_{УВ}$ и температурой сепарации. Важно подчеркнуть, что данная номограмма индивидуальна, т.е. ее надо строить для каждого состава пластового флюида, термобарических параметров работы УКПГ.

Разработанная методика может быть применена на других газоконденсатных месторождениях. Для её применения необходимо:

- провести измерение уносов жидкости из первичного, промежуточного и низкотемпературного сепараторов;
- определить состав пластового газа с разбивкой тяжёлого конденсата на десятиградусные фракции;
- настроить расчётную модель подготовки газа на фактические параметры работы технологической схемы;
- выполнить расчётные исследования и определить зависимость удельного количества жидкости, выделенной из газа низкотемпературной сепарации, а также уноса жидкости из низкотемпературного сепаратора от температуры НТС.

Построение таких зависимостей при различных температурах НТС и уносах жидкости позволяет расчётным путем определять величину $TTR_{УВ}$ товарного газа (согласованную с фактическими замерами).

2.6 Выводы по главе

Расчетно-технологический анализ технологий промышленной подготовки конденсатсодержащих газов (НТС с дросселем, эжектором и ТДА) на температурном уровне сепарации минус 30 °С позволил выявить некоторые особенности и закономерности поведения рассматриваемых систем.

1. При заданном перепаде давления с увеличением содержания C_{5+} в пластовом газе температура НТС снижается при охлаждении газа в детандере, но мало меняется при охлаждении в дросселе.

2. Увеличение содержания C_{5+} в охлаждаемом газе увеличивает конечную температуру выделенную в низкотемпературном сепараторе жидкости после её дросселирования.

3. Получена корреляционная зависимость, которая позволяет на основе содержания C_3-C_4 в пластовом газе определять содержание C_{5+} в товарном газе для различных конденсатсодержащих природных газов.

4. Определён оптимальный состав абсорбента для извлечения из газа каждой из групп компонентов: для C_3-C_4 – фракция 60...70 °С, для C_{5+} – фракция 150...170 °С, а для C_{3+} – фракция 100...120 °С.

5. Разработана методика расчёта $TTR_{УВ}$ для газа с высоким конденсатным фактором, согласованная с инструментальным методом определения $TTR_{УВ}$.

Выявленные закономерности и особенности технологий НТС и НТА позволяют перейти к разработке усовершенствованных технологических схем промышленной подготовки конденсатсодержащих газов.

ГЛАВА 3. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА АЧИМОВСКИХ ЗАЛЕЖЕЙ

В настоящее время продолжается освоение ачимовских залежей природного газа Уренгойского месторождения. В этих залежах на начальный период разработки содержание C_3-C_4 оставляет $\sim 120 \text{ г/м}^3$, а C_{5+} – $300-400 \text{ г/м}^3$. Промысловая подготовка ачимовских газов осуществляется по технологии НТС с эжектором на минимально-возможном температурном уровне сепарации минус $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Проведенный нами анализ подготовки природного газа ачимовской залежи на УКПГ-31 Уренгойского НГКМ выявил узкие места технологии, связанные с недостаточно глубоким извлечением углеводородов C_{3+} . Предложены новые варианты низкотемпературных технологических схем, в которых предусматривается дополнительная установка извлечения конденсата из низконапорных газов концевой дегазации конденсата. В таких схемах имеются возможности снижения температуры сепарации (ниже минус $30 \text{ }^\circ\text{C}$) и тем самым увеличения степени извлечения углеводородов C_3-C_4 в нестабильный конденсат.

3.1 Анализ опыта эксплуатации установок подготовки ачимовских залежей по технологии НТС с эжектором на примере УКПГ 31 Уренгойского месторождения

Подготовка газа ачимовских залежей на территории России началась в 2008 г. на участке 1А Уренгойского НГКМ в рамках опытно-промышленной эксплуатации (введена в эксплуатацию УКПГ-31). Вторым объектом разработки ачимовских отложений стал участок 2А. Добыча газа на этом участке началась в 2009 году с вводом в эксплуатацию УКПГ-22. Подготовка газа и конденсата на УКПГ-31 и УКПГ-22 в настоящее время осуществляется по традиционной трёхступенчатой схеме НТС с эжектором на температурном уровне до минус $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Товарной продукцией промыслов являются газ, подготовленный по

требованиям СТО Газпром 089-2010 и нестабильный конденсат согласно требованиям СТО Газпром 5.11-2008, группа 2 [87-100].

Принципиальная схема НТС с эжектором УКПГ-31 приведена на рисунке 25 [101].

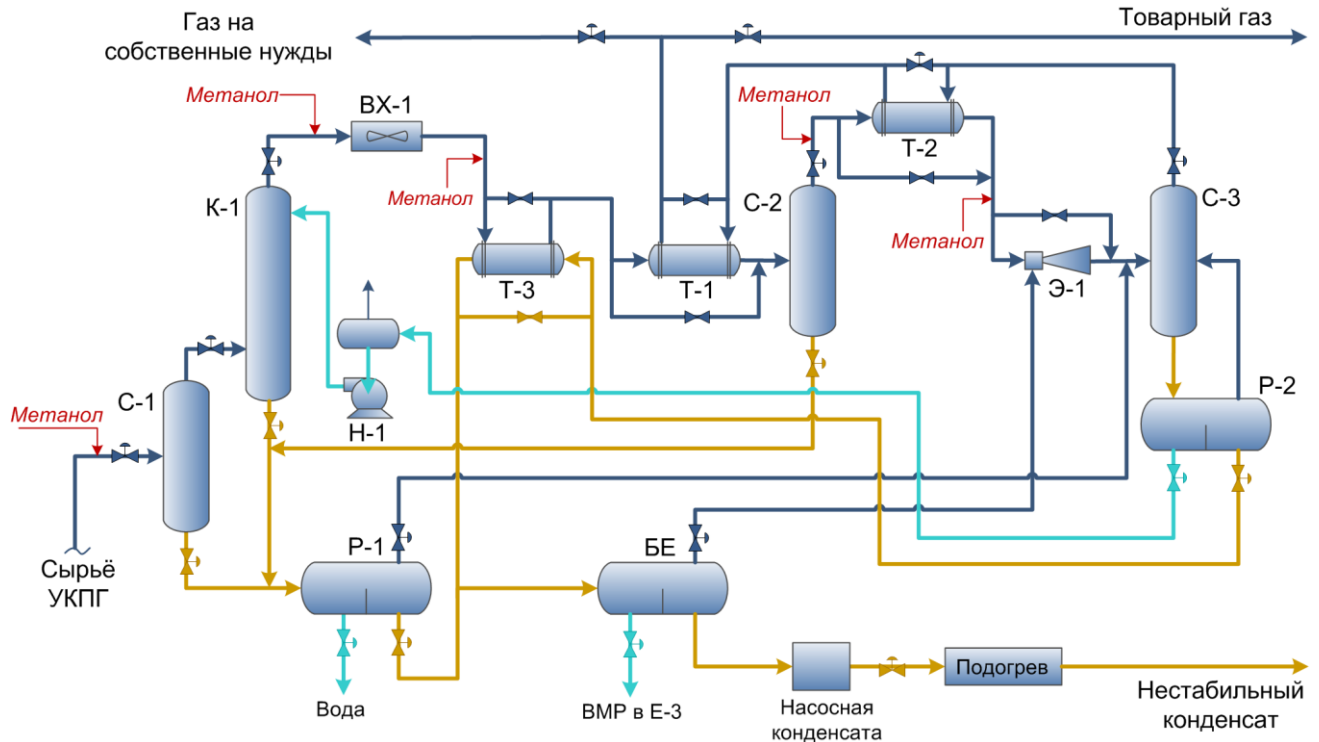


Рисунок 25 – Принципиальная технологическая схема УКПГ-31(НТС с эжектором)

Условные обозначения:

С-1, С-2, С-3 – Сепараторы	Р-1, Р-2 – Разделители
ВХ-1 – Воздушный холодильник	К-1 – Колонна «отдувки метанола»
Т-1, Т-2, Т-3 – Теплообменники	Э-1 – Эжектор
БЕ – Буферная ёмкость	Н-1 – Насос

Согласно этой схеме, природный газ со скважин последовательно проходит через аппараты: первичный сепаратор С-1, колонну К-1 «отдувки метанола» из водно-метанольного раствора (ВМР), аппараты воздушного охлаждения ВХ-1, рекуперативные теплообменники Т-3 («газ-конденсат») и Т-1 («газ-газ»), промежуточный сепаратор С-2, рекуперативный теплообменник Т-2, блок параллельно расположенных эжекторов Э-1 и поступает в низкотемпературный

сепаратор С-3. В С-3 подают также газ дегазации конденсата из разделителя Р-1. Газ из С-3 нагревается в теплообменниках Т-2 и Т-1 до температуры от 0...минус 2 °С в осенне-зимне-весенний период года и до плюс 5 °С летом и поступает во внешний газопровод. Спецификой технологии подготовки ачимовских газов по эжекторной схеме является вовлечение в технологический процесс газов дегазации с достаточно высокой температурой (24 °С) из БЕ посредством эжектирования. Разделение жидкости из сепараторов первичной и низкотемпературной ступеней сепарации на ВМР и углеводородный конденсат происходит в разделителях Р-1 и Р-2, соответственно. Углеводородный конденсат из этих разделителей поступает в буферные ёмкости БЕ. Эти аппараты являются подпорными ёмкостями для насоса товарного конденсата. Кроме этого в аппаратах БЕ осуществляется концевая дегазация конденсата и отделение от него ВМР.

Для предотвращения гидратообразования предусмотрена подача метанола на скважины, перед ВХ-1, перед теплообменниками Т-3, Т-1 и Т-2 и блоком эжекторов Э-1. ВМР с концентрацией метанола 77...80 мас.% из Р-2 направляют в буферную ёмкость Е-1 и насосом Н-1 подают в отдувочную колонну К-1. В колонне К-1 происходит насыщение газа метанолом из ВМР, при этом содержание метанола в кубовой жидкости составляет не более 1...2 мас.%. Среднегодовое удельное потребление метанола составляет 1,16 г/м³: в газе сепарации – 0,241 г/м³ (22,7%), в товарном НК – 0,608 г/м³ (57,1%), и в сбросной воде – 0,215 г/м³ (20,2%).

Летние и зимние термобарические режимы эксплуатации УКПГ отличаются незначительно. Это связано с тем, что при существующем перепаде давления 11,6 МПа в С-1 и 5,5 МПа в НТС даже при температуре газа после ВХ плюс 25 °С соблюдается проектное значение температуры НТС (минус 30 °С). Термобарические параметры усредненного режима эксплуатации и материальный баланс УКПГ приведены в таблицах 6 и 7.

Таблица 6 – Усредненные термобарические параметры режима эксплуатации УКПГ-31

Параметры	Аппарат						
	С-1	ВХ-1	С-2	С-3	Р-2	Р-1	БЕ
Давление, МПа	11,6	11,6	11,4	5,5	5,5	5,5	2,9
Температура, °С	30,6	25,0	3,5	-30,3	-31,3	25,3	24

Таблица 7 – Характеристики входных и выходных потоков схемы УКПГ-31 с эжектором

Параметры	Вход. поток	Выходные потоки (на один цех)			
	Сырьё УКПГ	Газ сепарации	НК	ВМР из Р-1	ВМР из БЕ
Количество: тыс. м ³ /ч т/ч	245,113	217,986	–	–	–
	–	–	93,513	2,118	0,151
Содержание компонентов: г/м ³ (на вх. газ / на газ сеп.)					
углеводороды C ₃₊	411,5 / 462,6	53,6 / 60,4	357,9 / 402,2	менее 0,1	менее 0,1
в том числе: C ₃	72,8 / 81,8	38,4 / 43,2	34,3 / 38,5		
C ₄	50,8 / 57,1	12,6 / 14,2	38,2 / 42,8		
C ₅₊	287,9 / 323,7	2,5 / 2,8	285,4 / 320,9		
метанол	0,042 / 0,047	0,210 / 0,236	0,351 / 0,395	0,21 / 0,23	0,12 / 0,13
вода	9,0 / 10,1	0,004 / 0,005	0,128 / 0,145	8,4 / 9,4	0,48 / 0,54

Работа УКПГ-31 на проектном температурном уровне НТС минус 30 °С обеспечивает степени извлечения пропана 47,2%, бутанов –75,2%, C₅₊ – более 99%, а в целом C₃₊ - на уровне 87%. Таким образом, показатели извлечения пропана и бутанов находятся на недостаточно высоком уровне. Эти показатели могут быть увеличены, что требует модификации технологического процесса.

Ранее в разделе 1.5.1 отмечалось, что основным фактором, ограничивающим применение эжекторной технологии НТС, является сильная зависимость количества газа концевой дегазации конденсата от температуры НТС. На рисунке 26 для фактических условий работы УКПГ-31 приведена расчётная зависимость количества газа дегазации от температуры НТС при давлении в низкотемпературном сепараторе 5,5 МПа.

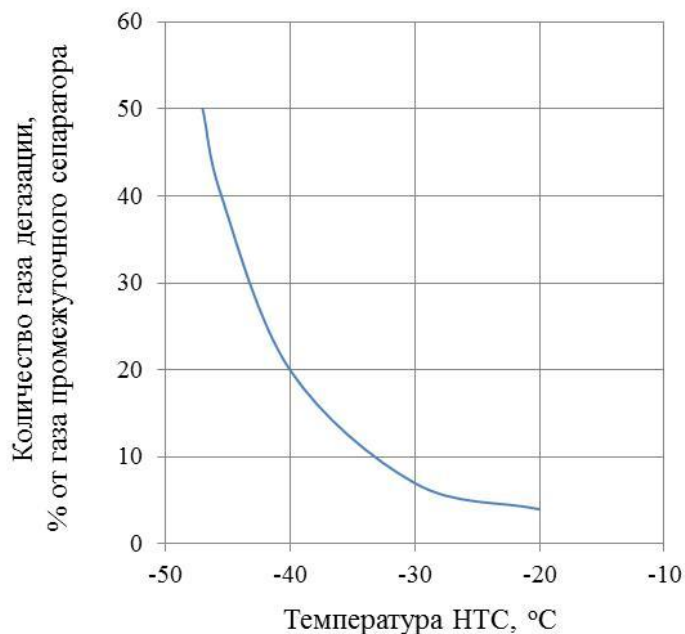


Рисунок 26 – Зависимость количества газа дегазации от температуры НТС при давлении в низкотемпературном сепараторе 5,5 МПа

Из рисунка 26 видно, что при температуре НТС на уровне минус 30 °C объем газа дегазации (пассивного потока эжектора) составляет 7% от объема газа сепарации (активного потока). Этот объем пассивного потока является предельно-возможным для его эжекции. Снижение температуры НТС ниже минус 30 °C приводит к резкому увеличению количества газов дегазации, например, при температуре минус 33 °C их количество возрастает до 10%, а при минус 40 °C – до 20%. Таким образом, понижение температуры сепарации ниже минус 30...минус 31 °C в технологии НТС с эжектором оказывается невозможным.

Ещё одним фактором, непосредственно влияющим на возможности понижения температуры НТС, является произведение коэффициента теплопередачи K и рабочей поверхности теплообмена F в теплообменнике (произведение $K \cdot F$). Взаимосвязь величины $K \cdot F$ и температуры НТС представлена на рисунке 27 (для температуры газа на входе в теплообменный узел 25 °C).

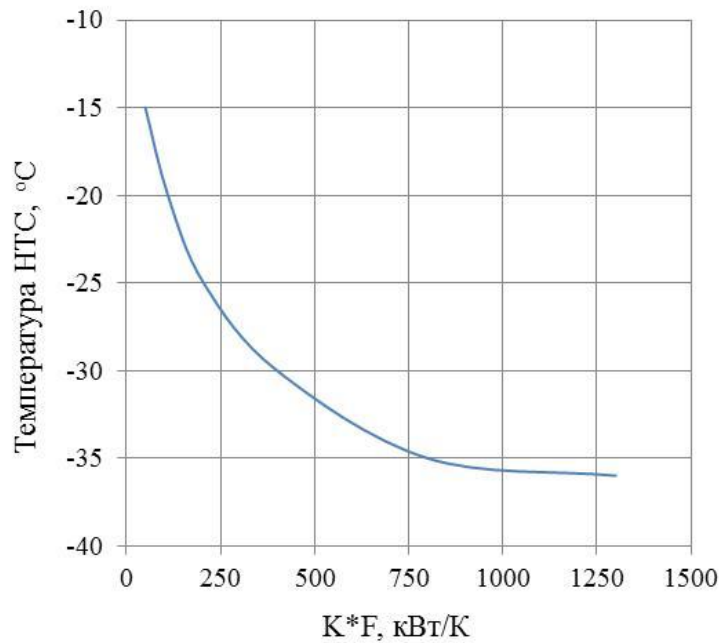


Рисунок 27 – Зависимость температуры НТС от К*F теплообменника при давлении НТС 5,5 МПа

Из графика видно, что для достижения температуры НТС минус 30 °C требуется теплообменник с параметром К*F, равным 400 кВт/К. Это означает, что при суммарной фактической поверхности теплообменников Т-1 и Т-2 1600 м² расчётное значение коэффициента теплопередачи при производительности технологической линии – 5,0 млн м³/сут составляет (практически достижимое) значение – 250 Вт/м²К. Отметим, что фактические значения поверхности теплообмена теплообменников «газ-газ» на УКПГ-31 значительно больше, чем на других газоконденсатных месторождениях. Для сравнения, на УКПГ-1В Заполярного НГКМ поверхность теплообменника «газ-газ» составляет 969 м² при производительности технологической линии – 10,0 млн м³/сут. Учитывая высокие фактические значения поверхности теплообменников «газ-газ» на УКПГ-31 их дальнейшее увеличение нецелесообразно, т.к. при температуре НТС ниже минус 32 °C наблюдается резкий рост требуемого значения К*F. Например, для достижения Тнтс минус 32 °C потребуется теплообменник с поверхностью 2800 м², а для Тнтс минус 33 °C – уже с 4400 м².

Таким образом, проведённый анализ технологической схемы подготовки газа на УКПГ-31 показал, что реализованная технология НТС с эжектором на имеющемся технологическом оборудовании работает при параметрах, близких к оптимальным (с температурой НТС минус 30 °С). Температура НТС в рамках проектной схемы не может быть снижена из-за резкого увеличения количества низконапорных газов и, как следствие, «запирания» эжектора. Поэтому для понижения температуры НТС и тем самым повышения степени извлечения C_3 - C_4 и C_{5+} необходимо модифицировать технологическую схему, в которой уменьшено количество низконапорных газов, поступающих на эжектор.

3.2 Разработка технологической схемы НТС с эжектором для дополнительного извлечения товарного конденсата

Как показано выше, для понижения температуры НТС и увеличения тем самым выхода товарного НК необходимо, прежде всего, сократить объем подаваемого низконапорного газа из ёмкости БЕ на эжекторы. Сокращение количества газов концевой дегазации может быть реализовано путём их охлаждения с последующим отделением сконденсировавшейся жидкости. Состав газа концевой дегазации из БЕ, приведён в таблице 8.

Таблица 8 – Содержание компонентов в газе концевой дегазации (схема НТС с эжектором, рисунок 25)

Компонент	Содержание на газ дегазации		Содержание на газ сепарации
	об.%	г/м ³	г/м ³
Метан и этан	86,4	677,9	48,3
углеводороды C_{3+}	11,7	245,9	17,5
в том числе:			
пропан	8,4	154,7	11,0
бутаны	2,7	66,0	4,7
C_{5+B}	0,6	25,3	1,8
метанол	0,2	2,33	0,17
вода	0,1	0,74	0,05

Из таблицы 8 видно, что, кроме C_{3+} , газ конечной дегазации содержит довольно большое количество метана и этана (86,4%) и малое количество C_{5+} (0,6%). В случае полного извлечения C_{3+} на установке дополнительного извлечения конденсата (УДИК) выход товарного НК увеличится на $17,5 \text{ г/м}^3$ плюс некоторое количество метана и этана, которые извлекутся совместно с C_{3+} (примерно 2 г/м^3) – в сумме около 20 г/м^3 . Здесь следует иметь в виду, что приведённые значения относятся к газу, который из БЕ поступает на эжектор. При дополнительной обработке этого газа и последующей его подаче на эжектор состав этого газа несколько изменится, вследствие частичного извлечения из него C_{3+} .

Для определения температуры, до которой необходимо охладить газ дегазации из БЕ, рассмотрим процесс конденсации углеводородов при снижении температуры. На рисунке 28 приведены расчётные зависимости степени извлечения компонентов метана, пропана, бутанов и C_{3+} в жидкость сепаратора УДИК от температуры.

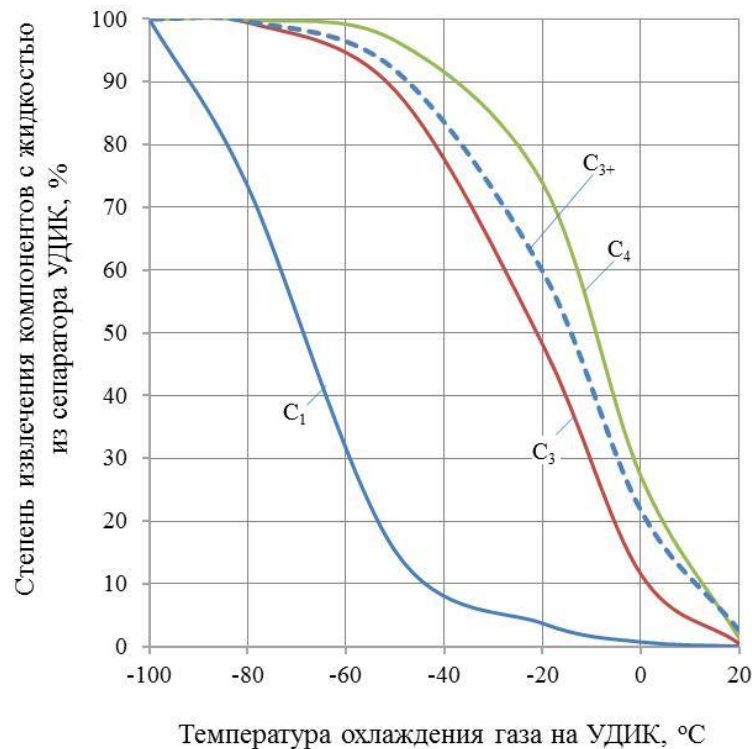


Рисунок 28 – Зависимость степени извлечения компонентов газа из БЕ в жидкость от температуры

Из представленного рисунка видно, что с понижением температуры извлечение компонентов C_{3+} монотонно увеличивается: при значении минус 30 °С оно составляет 65%, а при минус 52 °С уже 90%. Однако для промышленных условий в рамках существующей технологической схемы реально достижимой является температура минус 30 °С. Охлаждение газов дегазации до такой температуры может быть выполнено (конденсатом из Р-2) или с использованием типовой пропановой холодильной установки.

Таким образом, для повышения эффективности подготовки газа на УКПГ-31 посредством снижения температуры НТС в технологическую схему необходимо добавить установку дополнительного извлечения конденсата из низконапорных газов. Применение УДИК позволяет сократить количество низконапорных газов конечной ступени дегазации (пассивного потока эжектора) и, как показано выше, понизить температуру НТС.

Применительно к действующей установке УКПГ-31 нами была разработана технологическая схема с включением в нее УДИК. Эта технологическая схема в двух вариантах приведена на рисунках 29 и 30. На рисунке 29 охлаждением газов дегазации осуществляется холодным конденсатом НТС, а на рисунке 30 – с применением пропановой холодильной установки (ПХУ).

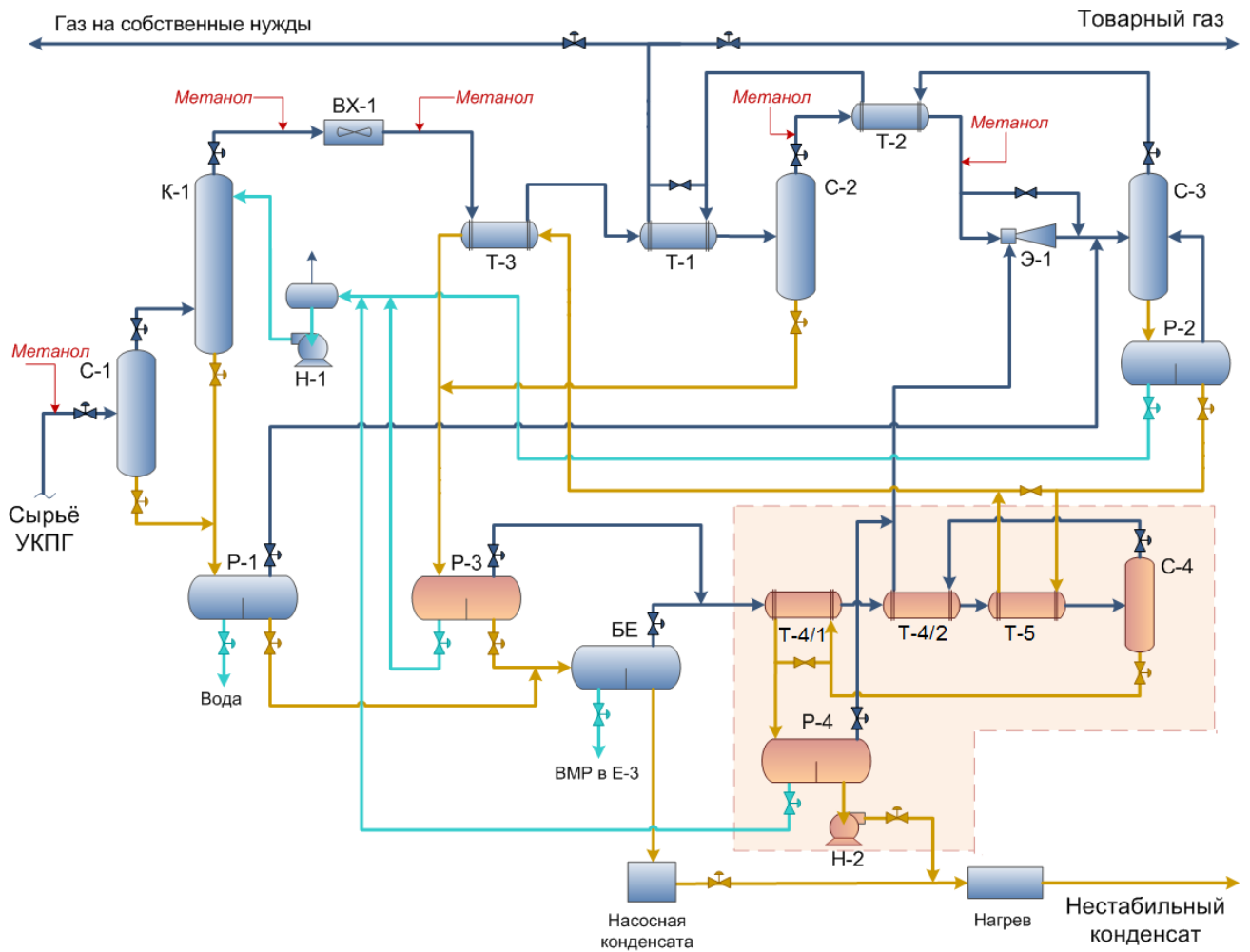


Рисунок 29 – Технологическая схема НТС с эжектором и установкой дополнительного извлечения конденсата из газов конечной ёмкости дегазации с охлаждением газов дегазации конденсатом НТС (УДИК выделен отдельным цветом)

Условные обозначения:

С-1, С-2, С-3, С-4 – Сепараторы

ВХ-1 – Воздушный холодильник

Т-1, Т-2, Т-3, Т-4/1, Т-4/2, Т-5 – Теплообменники

БЕ – Буферная ёмкость

Р-1, Р-2, Р-3, Р-4 – Разделители

К-1 – Колонна «отдувки метанола»

Э-1 – Эжектор

Н-1, Н-2 – Насосы

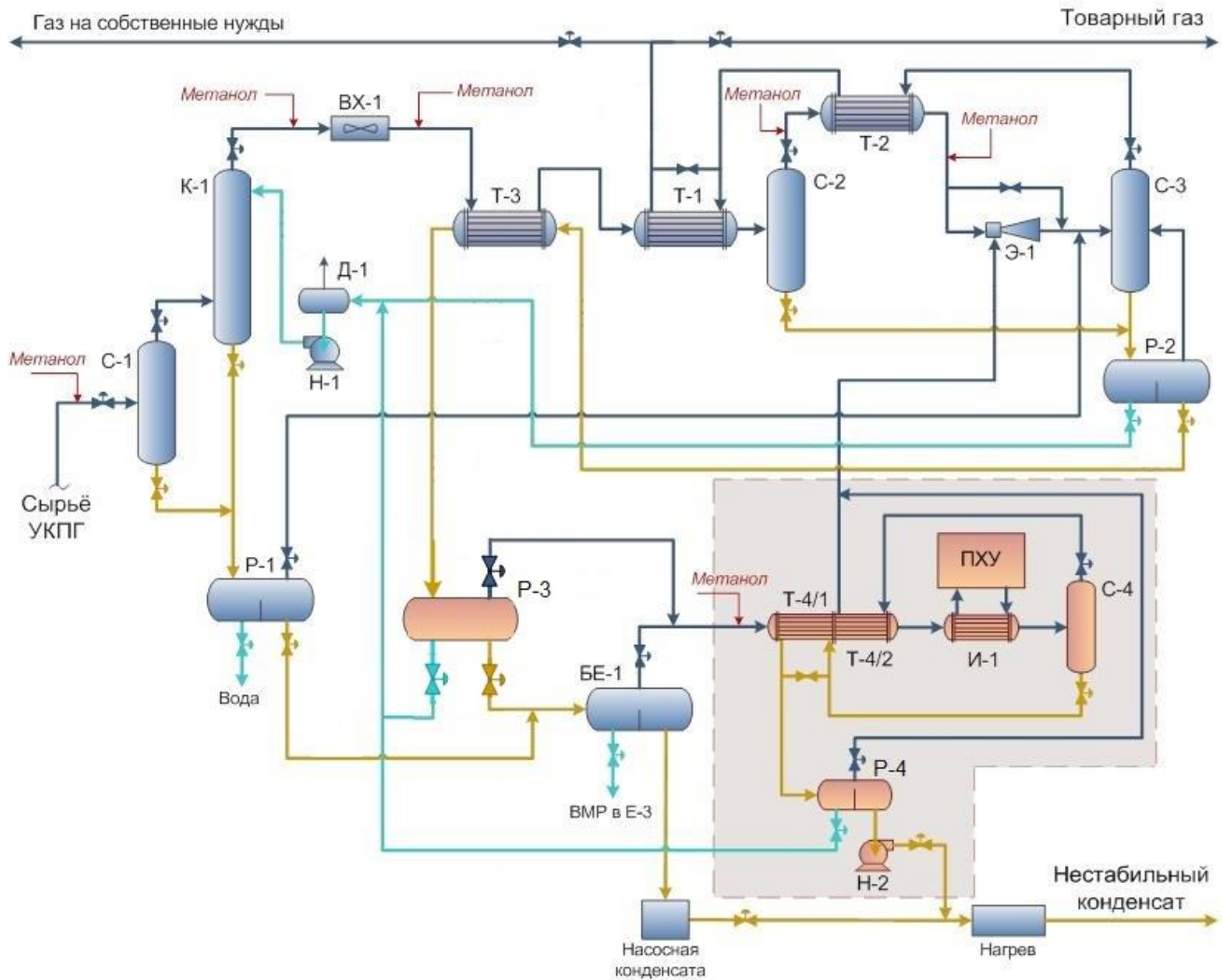


Рисунок 30 – Технологическая схема НТС с эжектором и установкой дополнительного извлечения конденсата из газов конечной ёмкости дегазации с охлаждением газов дегазации в ПХУ (УДИК выделен отдельным цветом)

Условные обозначения:

С-1, С-2, С-3, С-4 – Сепараторы

ВХ-1 – Воздушный холодильник

Т-1, Т-2, Т-3, Т-4/1, Т-4/2 – Теплообменники

БЕ-1 – Буферная ёмкость

И-1 – Испаритель ПХУ

Р-1, Р-2, Р-3, Р-4 – Разделители

К-1 – Колонна «отдувки метанола»

Э-1 – Эжектор

Н-1, Н-2 – Насосы

В разработанных технологических схемах УДИК включает: разделители Р-3 и Р-4, теплообменники Т-4/1 и Т-4/2, сепаратор С-4, а также теплообменник Т-5 или испаритель И-1 и ПХУ.

Охлаждённый газ БЕ и Р-3 поступает в сепаратор С-4. Газ из С-4 направляют на эжектор, а жидкость после нагрева в Т-4 – в разделитель Р-4. Вовлечение конденсата из Р-4 в товарный конденсат осуществляют насосом Н-2. Теплообменное оборудование включает три последовательно расположенные теплообменника: Т-4/1 «газ-конденсат», Т-4/2 «газ-газ» и Т-5, в которых входной газ последовательно охлаждается. В качестве охлаждающего потока используется низкотемпературный конденсат из Р-2, который имеет минимальную температуру – минус 45 °С (рисунок 29) или как вариант ПХУ (рисунок 30).

Важным параметром УДИК является температура в Р-4, которая определяет дегазацию конденсата и достижение такого значения ДНП, которое существенно не изменит ДНП суммарного (товарного) НК. Зависимость степень извлечения C_{3+} в этом аппарате и ДНП выделенной жидкости от температуры приведена на рисунке 31.

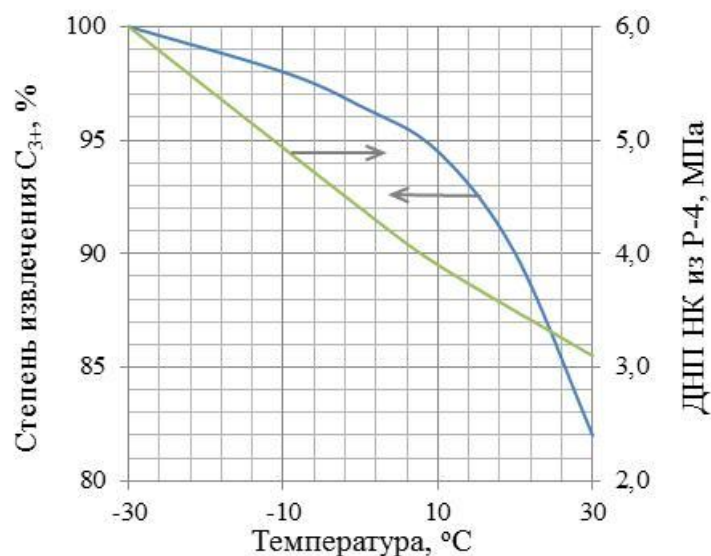


Рисунок 31 – Зависимость степень извлечения C_{3+} и ДНП жидкости Р-4 от температуры в аппарате

Из полученного графика рисунок 31 видно, что при повышении температуры в аппарате ДНП степень извлечения C_{3+} из жидкости, поступающей в Р-4, снижается. Фактическое значение ДНП НК из БЕ составляет 3,5 МПа (при

38 °С). При соблюдении этого значения температура в аппарате Р-4 не должна быть ниже 20,0 °С. Однако если рассматривать товарный НК как сумму конденсата из Р-4 и БЕ, то оптимальное значение температуры – 5 °С. При этой температуре ДНП товарного НК увеличится на 0,1 МПа, что вполне допустимо, при этом степень извлечения C_{3+} увеличится на 10% (с 86 до 96%).

Относительно небольшое количество газов дегазации, образующихся на промысле УКПГ-31 (с пяти технологических линий – 2,0 млн м³/сут), позволяет осуществить их подготовку на одной УДИК. Мощность ПХУ УДИК составит 2,6 МВт.

Включение УДИК в существующую технологическую схему УКПГ-31 с охлаждением газов дегазации на ПХУ позволяет снизить температуру НТС на пять градусов, т.е. до минус 35 °С. Увеличение удельного выхода товарного НК составит ~5,4 г/м³. При охлаждении газов дегазации на УДИК конденсатом из низкотемпературного сепаратора снижение температуры сепарации составит два градуса, т.е. составит минус 32 °С. Увеличение удельного выхода товарного НК для этой технологической схемы составит 4,0 г/м³.

Расчетные технологические потери метанола по технологии НТС с эжектором на температурном уровне до минус 35 °С составят 0,81 г/м³. При этом имеет место снижение удельного потребления метанола на 0,35 г/м³ относительно проектной технологии. Это достигается дополнительным разделением смеси углеводородной жидкости и метанола в разделителях Р-3 и Р-4. Более чёткому разделению метанола и углеводородов в разделителях Р-3 и Р-4 способствуют термобарические параметры в этих аппаратах.

Разумеется, более существенное увеличение извлечения C_{3+} с товарным нестабильным конденсатом может быть достигнуто переходом на пониженный температурный уровень подготовки газа до уровня минус 40...минус 50 °С. Такие низкие температуры могут быть достигнуты за счет применения дросселя или ТДА взамен эжектора.

3.3 Разработка новой технологической схемы НТС с дросселем на температурном уровне сепарации до минус 40 °С

Применение дроссельной технологии по сравнению с эжекторной позволяет снизить температуру НТС на 10 °С т.е. до температуры минус 40 °С. Снижение температуры НТС осуществляется в результате исключения подачи тёплых низконапорных газов концевой ступени дегазации конденсата на вход в низкотемпературный сепаратор. В технологических схемах утилизация этих газов обычно осуществляется путем их компримирования и подачей в товарный газ. Для ачимовских газов такое техническое решение не представляется целесообразным из-за большого содержания в них C_{3+} и сильного влияния газов дегазации на показатели качества товарного газа - TTR_B и TTR_{yB} . Для технологии НТС с дросселем, но без УДИК на температурном уровне сепарации минус 40 °С требуемая стандартом величина TTR_{yB} при фактическом уносе жидкости из низкотемпературного сепаратора на уровне 80 мг/м³ соблюдается с минимальным запасом. Показатель TTR_{yB} составляет минус 20 °С (запас 18 °С), а TTR_B – минус 15 °С (запас всего 5 °С). При переходе на пониженный температурный уровень НТС жидкостная нагрузка на низкотемпературный сепаратор увеличится, что приведёт к росту уноса жидкости и тем самым нарушению требований СТО Газпром 089-2010.

Гарантированное выполнение требований к TTR_{yB} товарного газа по технологии НТС с дросселем на пониженном температурном уровне минус 40 °С можно обеспечить только при дополнительной подготовке низконапорного газа концевой дегазации, с извлечением из них жидких углеводородов. В результате проведенного анализа нами предложена усовершенствованная технологическая схема НТС с дросселем и УДИК. Эта схема представлена на рисунке 32.

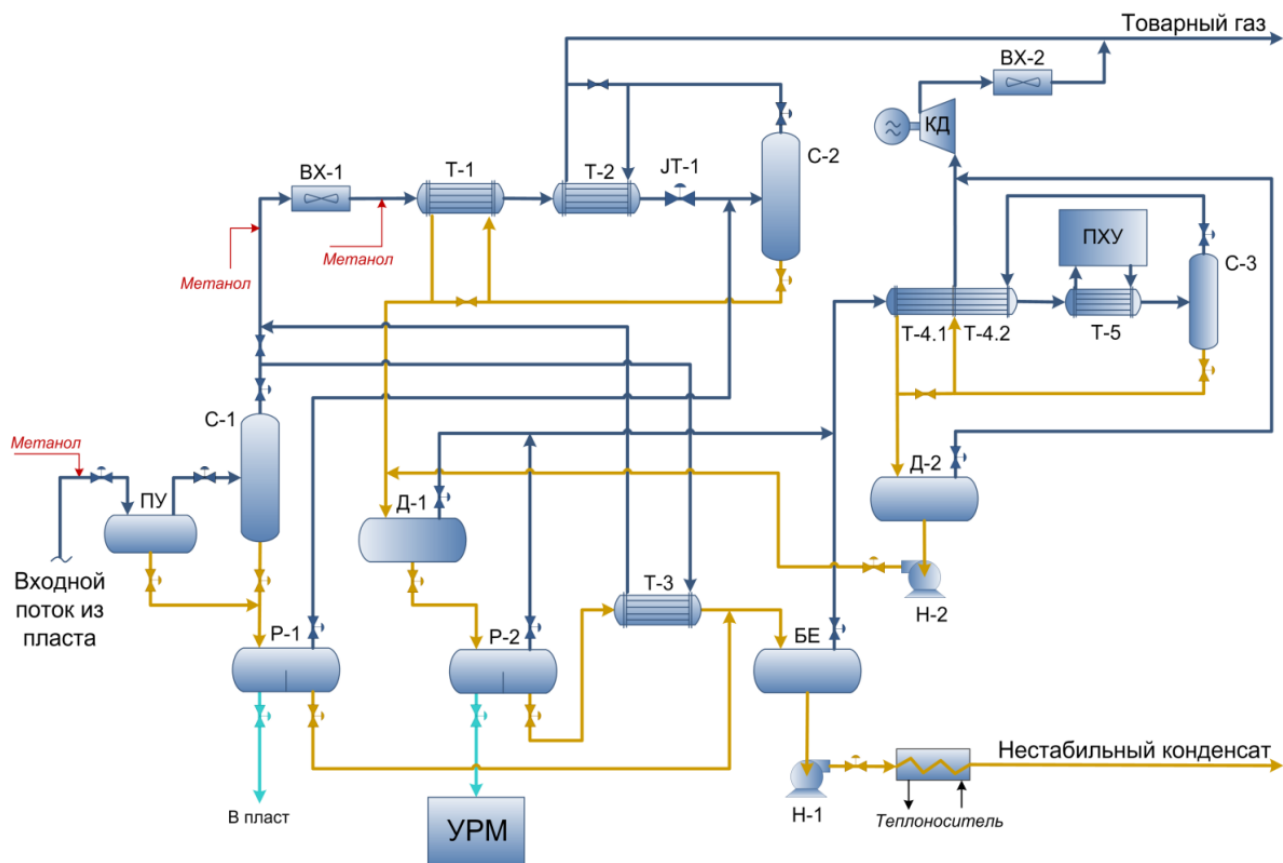


Рисунок 32 – Принципиальная технологическая схема НТС с дросселем и УДИК дополнительного извлечения конденсата

Условные обозначения:

С-1, С-2, С-3 – Сепараторы

ВХ-1, ВХ-2 – Воздушный холодильник

Т-1, Т-2, Т-3, Т-4.1, Т-4.2 – Теплообменники

БЕ – Буферная ёмкость

Т-5 – Испаритель ПХУ

КД – Компрессор дожимной

УРМ – Установка регенерации метанола

Р-1, Р-2, Р-3, Р-4 – Разделители

К-1 – Колонна «отдувки метанола»

JT-1 – Клапан Джоуля-Томсона

Н-1, Н-2 – Насосы

Д-1, Д-2 – Дегазаторы

ПУ – Пробкоуловитель

Подготовка газа концевой дегазации конденсата осуществляется в УДИК, состоящим из рекуперативного двухсекционного теплообменника Т-4 (секция Т-4.1 «газ-конденсат» и секция Т-4.2 «газ-газ»), испарителя Т-5, входящего в состав ПХУ, низкотемпературного газосепаратора С-3, дегазатора Д-3, циркуляционного насоса Н-2, компрессора дожимного (КД) и воздушного холодильника ВХ-2. Термобарические параметры работы основных аппаратах УДИК приняты по

аналогии с эжекторной технологий: температура в С-3 – минус 30 °С, а дегазатора Д-2 – плюс 5 °С.

Отметим основные отличия предложенной технологической схемы НТС с дросселем и УДИК от традиционной эжекторной технологии:

– разделение углеводородной жидкости и метанола из низкотемпературного сепаратора предложено осуществлять при более высоких температурах (около минус 10 °С), предварительно дегазировав ее в дегазаторе Д-1. Это позволяет увеличить эффективность разделения жидких сред в разделителе Р-2;

– нагрев конденсата до требуемой температуры (24 °С) предложено выполнить в два этапа: в Т-2 – до температуры около минус 10 °С и в Т-3 – до 24...26 °С. Для реализации этого решения в теплообменник Т-3 необходимо направить тёплый газ после первичной сепарации.

Представленная технологическая схема (рисунок 32) не содержит отдувочную колонну К-1 и промежуточный сепаратор, а теплообменники Т-1 и Т-2 объединены в один. Подача метанола предусмотрена на скважины, перед ВХ-1 и перед теплообменником, Т-1. В технологической схеме предусмотрен пробкоуловитель (ПУ) и установка регенерации метанола (УРМ). Надо отметить, что принципиально возможен и вариант с применением в технологии отдувочной колонны К-1.

Переход от эжекторной технологии к дроссельной позволяет понизить температурный уровень сепарации и увеличить удельный выход товарного НК. Удельный выход НК и содержание в нём лёгких компонентов и C_{5+} в зависимости от температуры НТС приведены на рисунках 34 и 35.

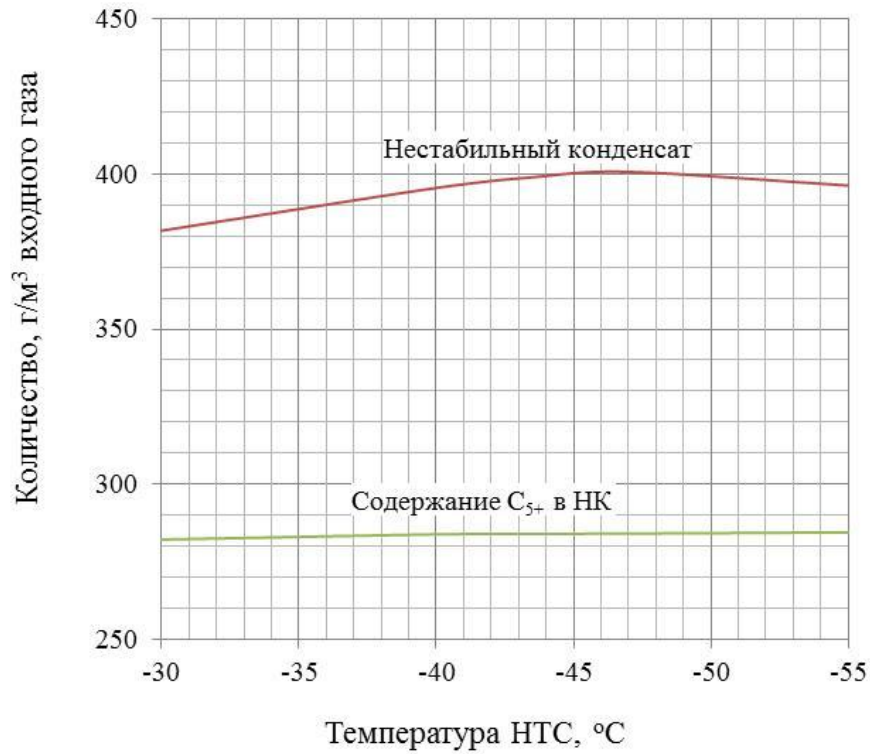


Рисунок 34 – Удельный выход НК и содержание в нём компонентов C₅₊ в зависимости от температуры НТС

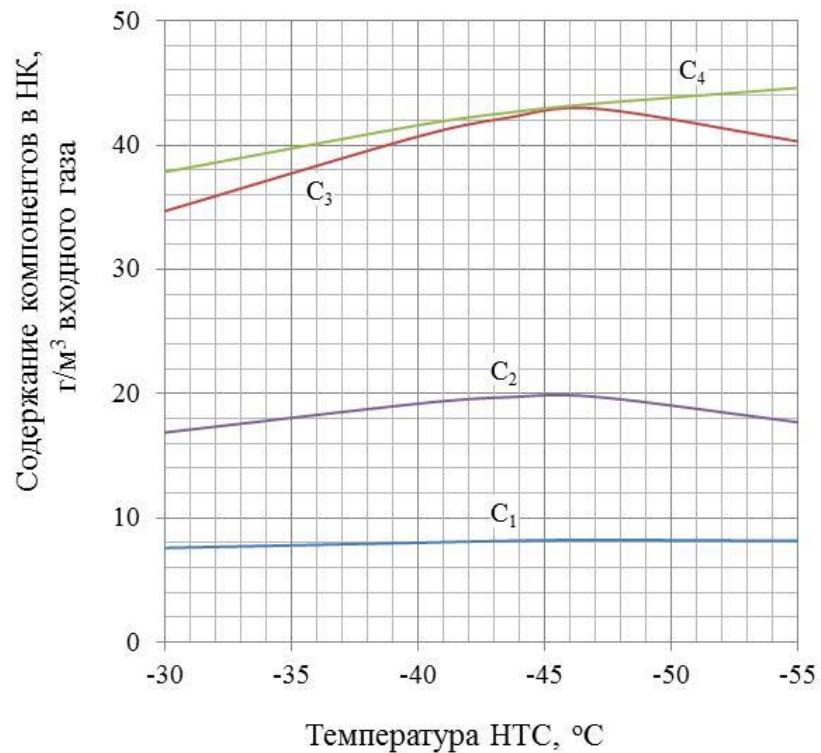


Рисунок 35 – Удельное содержание компонентов C₁–C₄ в НК в зависимости от температуры НТС

Из рисунков 34 и 35 видно, что при температуре НТС, ниже минус 40 °С рост выхода НК и его компонентов незначителен. Кроме того, при температуре НТС ниже минус 40 °С требуется значительно большая поверхность рекуперативного теплообмена. Тогда как для температуры сепарации минус 40 °С расчётные значения поверхности теплопередачи теплообменников Т-1 и Т-2 составляют проектные значения: Т-1 – 500 м² при коэффициенте теплопередачи 250 Вт/(м²*К) и Т-2 – 1600 м² при коэффициенте теплопередачи 250 Вт/(м²*К).

Рост выхода товарного НК преимущественно происходит в результате увеличения конденсации углеводородов в низкотемпературном сепараторе С-2. Конденсируются преимущественно компоненты С₁-С₄, которые при дальнейшем смешении с конденсатом из первичного сепаратора и разделении в БЕ, поступают на УДИК. Поэтому снижение температуры сепарации приводит к увеличению количества газов дегазации, поступающих в УДИК рисунок 36.

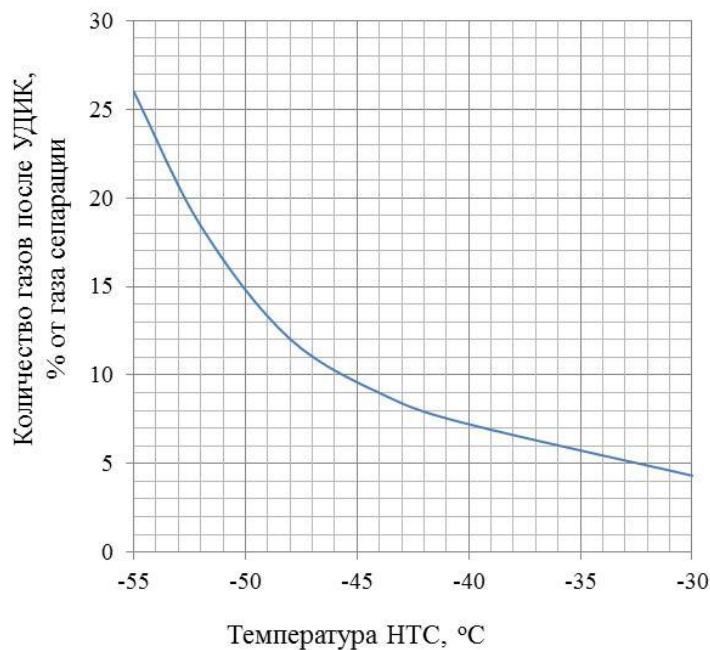


Рисунок 36 – Количество газов дегазации в зависимости от температуры НТС в схеме НТС с дросселем

Из представленного рисунка 36 видно, что при температуре НТС ниже 45 °С количество газов дегазации интенсивно увеличивается. При температуре

минус 40...минус 45 °С их количество сопоставимо с эжекторной технологией – 6...9%. В дроссельной технологии газы дегазации после подготовки на УДИК поступают на компрессор, поэтому их количество и состав оказывает влияние на основной показатель качества газа – $TTR_{УВ}$. Зависимость $TTR_{УВ}$ товарного газа от температуры НТС приведена на рисунке 37.

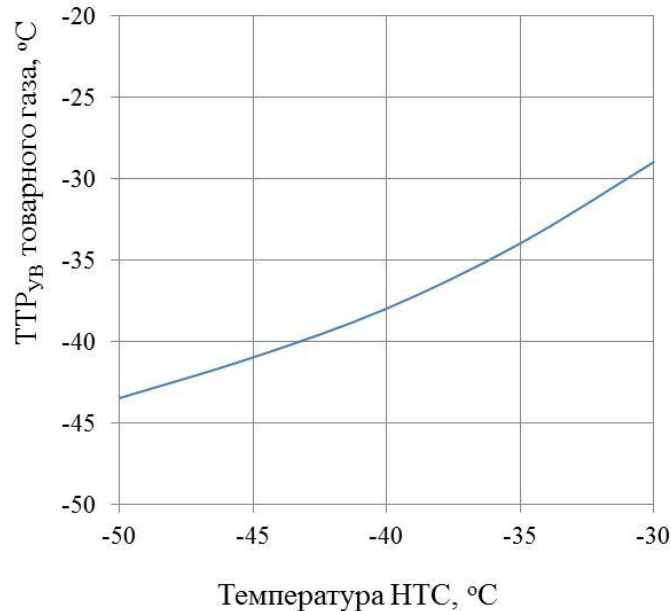


Рисунок 37 – $TTR_{УВ}$ товарного газа в зависимости от температуры НТС в схеме НТС с дросселем

С понижением температуры НТС значение $TTR_{УВ}$ товарного газа снижается, однако влияние газов дегазации на $TTR_{УВ}$ увеличивается. Например, для температуры НТС минус 50 °С повышение $TTR_{УВ}$ составляет семь градусов (минус 43 °С), а при температуре НТС 30 °С – всего один градус. Тем не менее, требование к $TTR_{УВ}$ товарного газа обеспечиваются с большим запасом во всём интервале температур НТС. Значение $TTR_{В}$ при 3,92 МПа составляет минус 37,5 °С, что гарантированно обеспечивает требование СТО Газпром 089-2010.

Таким образом, проведенный анализ количества газов дегазации, удельного выхода товарного НК, поверхности теплообменников и $TTR_{УВ}$ товарного газа

показывает, что оптимальная температура НТС для схемы с дросселем составляет значение минус 40 °С.

Технология НТС с дросселем и УДИК позволяет проводить промышленную подготовку ачимовских газов при температуре сепарации минус 40 °С. Степень извлечения целевых компонентов в составе товарного нестабильного конденсата относительно содержания во входном потоке на начальной и завершающей стадии разработки месторождения снижается: этана – от 22 до 16%, пропана – от 58 до 50%, бутанов – от 84 до 78% и углеводородов C_{5+} – от 99,5 до 97,6%. Применительно к УКПГ-31 среднее значение (за 25 летний период эксплуатации УКПГ) дополнительного выхода товарного НК по сравнению с эжекторной технологией составит $\sim 14 \text{ г/м}^3$. Технологические потери метанола для технологической схемы НТС с дросселем на температурном уровне около минус 40 °С относительно НТС с эжектором снижаются на $0,35 \text{ г/м}^3$ и составят $0,86 \text{ г/м}^3$.

Разработанная технология нами была рекомендована для внедрения на перспективных участках ачимовских залежей 4А и 5А Уренгойского месторождения с высоким конденсатным фактором.

3.4 Разработка технологической схемы НТС с ТДА на температурном уровне сепарации минус 50 °С

Применение ТДА в технологии НТС дает дополнительные возможности понижения температуры сепарации и, тем самым, увеличения степени извлечения C_{3+} и выхода товарного НК. Следует отметить, что реализованные технологии НТС с ТДА на действующих месторождениях не обеспечивают углублённое извлечение C_{3+} . Так например, применение ТДА для подготовки ачимовских залежей на Самбургском участке Уренгойского НГКМ осуществляется при температуре минус 30...минус 31 °С, хотя имеются возможности снижения температурного уровня сепарации до минус 40 °С. Основным ограничением при переходе на пониженный температурный уровень сепарации для технологии НТС

с ТДА является увеличение количества газов дегазации, которые при подаче в газ сепарации снижают показатели его качества – $TTR_{УВ}$.

Для перехода на температурный уровень сепарации до минус 50 °С предложено проводить подготовку газа конечной дегазации перед подачей в товарный газ на УДИК. Охлаждение газов на УДИК рекомендовано осуществлять конденсатом НТС, что позволяет исключить необходимость в применении ПХУ. В этом случае испаритель ПХУ будет представлять собой рекуперативный теплообменник «газ-конденсат».

Разработанная нами принципиальная технологическая схема установки НТС с ТДА и УДИК приведена на рисунке 38.

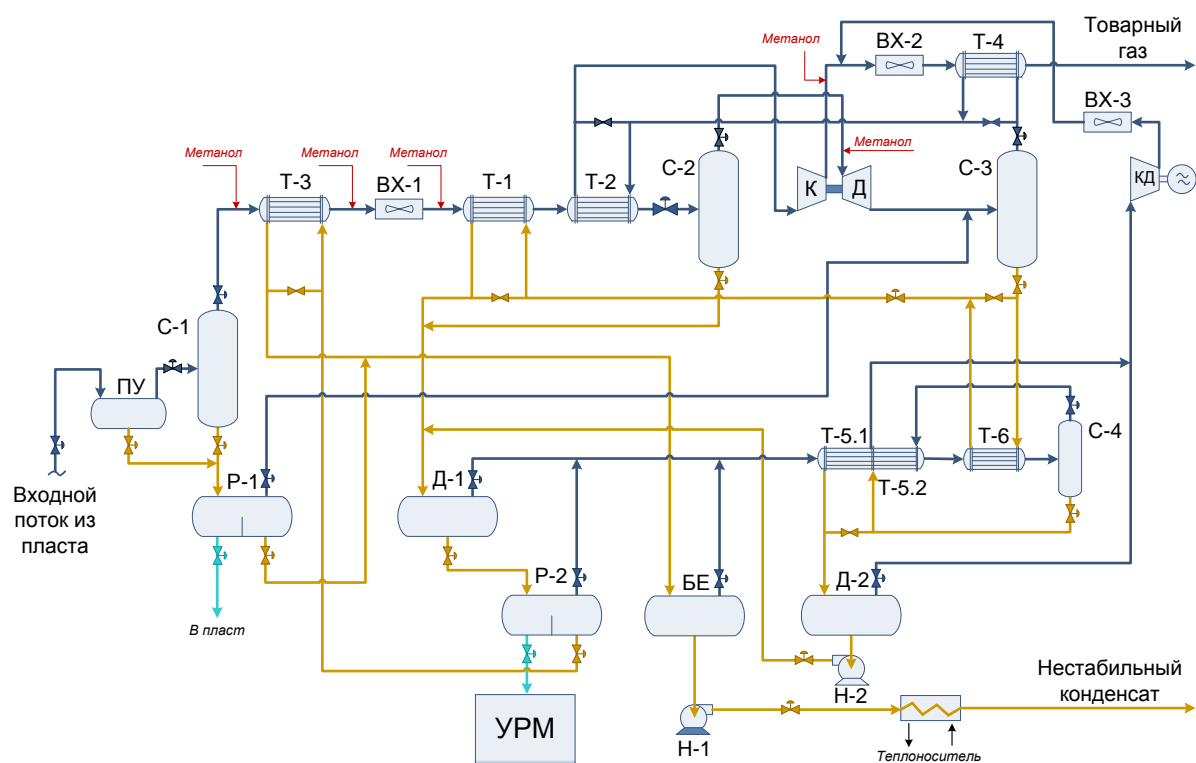


Рисунок 38 – Принципиальная технологическая схема установки НТС с ТДА и установкой дополнительного извлечения конденсата

Условные обозначения:

С-1, С-2, С-3, С-4 – Сепараторы

ВХ-1, ВХ-2, ВХ-3 – Воздушный холодильник

Т-1, Т-2, Т-3, Т-4, Т-5.1, Т-5.2, Т-6 – Теплообменники

БЕ – Буферная ёмкость

Т-5 – Испаритель ПХУ

КД – Компрессор дожимной

ПУ – Пробкоуловитель

Р-1, Р-2, Р-3, Р-4 – Разделители

К-1 – Колонна «отдувки метанола»

К-Д – Турбодетандерный агрегат

Н-1, Н-2 – Насосы

Д-1, Д-2 – Дегазаторы

УРМ – Установка регенерации метанола

В данной схеме применены принципиальные технологические решения, предложенные выше для схемы НТС с дросселем: наличие пробкоуловителя ПУ на входе в УКПГ, УДИК (но без ПХУ), компрессор дожимной (КД), двухстадийный нагрев низкотемпературного конденсата, отделение метанола от углеводородного низкотемпературного конденсата при температуре около минус 10 °С, применение УРМ и др. Однако по сравнению с технологией НТС с дросселем включение в схему ТДА требует дополнительного оборудования: газосепаратора С-2 перед турбодетандером, воздушного холодильника ВХ-2 и теплообменника Т-4.

Ниже дано технологическое обоснование оптимального температурного уровня НТС для предложенной схемы (рисунок 38).

Основными факторами, определяющими температурный уровень сепарации, являются поверхность теплообменного оборудования, удельный выход НК и количество низконапорного газа, поступающего из УДИК на смешение с газом сепарации. Проектные характеристики теплообменного оборудования: Т-1 – поверхность теплообмена 500 м² при фактическом коэффициенте теплопередачи 250 Вт/(м²*К) и Т-2 – 1600 м² при коэффициенте теплопередачи 250 Вт/(м²*К) позволяет проводить процесс подготовки газа при температуре НТС минус 50 °С.

На рисунках 39 и 40 приведены расчётные данные по выходу товарного НК и целевых компонентов от температуры.

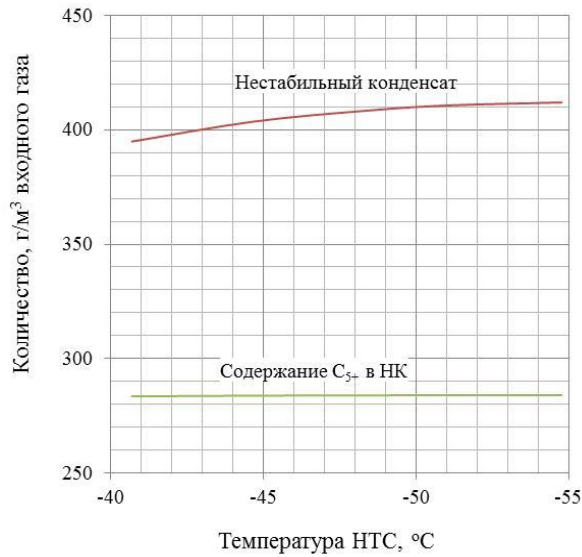


Рисунок 39 – Зависимость выхода товарного НК и C₅₊ от температуры НТС

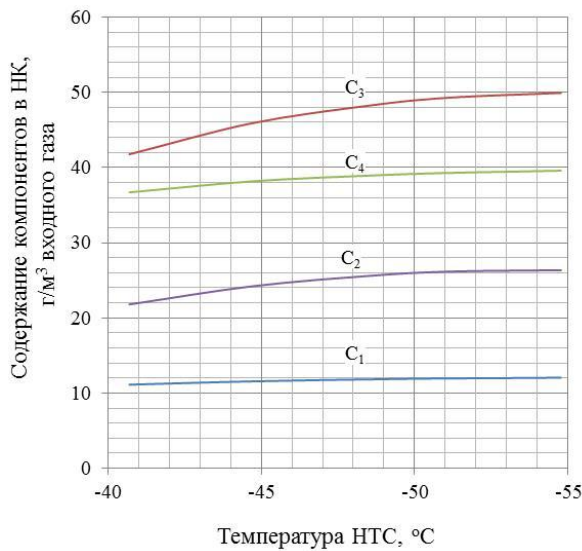


Рисунок 40 – Зависимость выхода углеводородов C₁-C₄ в составе товарного НК от температуры НТС

Из полученных данных следует, что минимальная температура НТС, обеспечивающая извлечение целевых углеводородов близкое к максимальным значениям, в среднем составляет минус 50 °C. Степень извлечения целевых компонентов в составе товарного нестабильного конденсата относительно содержания во входном потоке на начальной и завершающей стадии разработки месторождения составляет: этана – от 27 до 25%, пропана – от 68 до 65%, бутанов – от 91 до 89% и углеводородов C₅₊ – от 99,8 до 99,4%.

Снижение температурного уровня сепарации приводит к увеличению количества газа дегазации. Расчётная зависимость количества газа, поступающего из УДИК на смешение с газом сепарации от температуры НТС, приведена на рисунке 41.

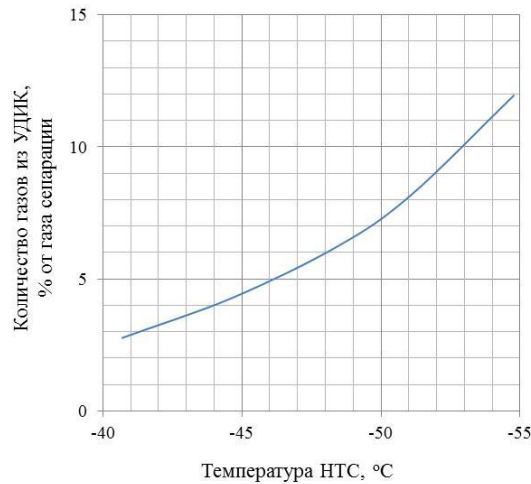


Рисунок 41 – Зависимость количества газа, поступающего из УДИК на смешение с газом сепарации от температуры НТС

Из полученного графика видно, что при температуре НТС минус 50 °C количество газа поступающего из УДИК в газ сепарации составляет 7...8%, что сопоставимо с эжекторной и дроссельной технологий. Дальнейшее понижение температуры НТС не приведёт к существенному увеличению выхода товарного НК, но при этом потребуются существенное увеличение поверхности теплообменного оборудования.

Таким образом, разработанная технология НТС с ТДА и УДИК позволяет проводить подготовку ачимовских газов при температуре сепарации минус 50 °C. Применительно к УКПГ-31 среднее значение дополнительного выхода товарного НК по сравнению с проектной эжекторной технологией за 25 летний период эксплуатации УКПГ составит около 29 г/м³. Технологические потери метанола по технологии НТС с ТДА и УДИК на температурном уровне около минус 50 °C составят 0,9 г/м³. Потребление метанола относительно технологии НТС с эжектором снижается на 0,26 г/м³.

3.5 Рекомендуемые варианты модернизации УКПГ-31 Уренгойского НГКМ и их экономическая оценка

Ранее были разработаны три варианта возможной модернизации проектной технологической схемы НТС с эжектором:

1. Схема НТС с эжектором и УДИК и ПХУ ($T_{\text{НТС}}$ – минус 35 °С).
2. Схема НТС с дросселем и УДИК ($T_{\text{НТС}}$ – минус 40 °С).
3. Схема НТС с ТДА и УДИК ($T_{\text{НТС}}$ – минус 50 °С).

Для этих вариантов проведена экономическая оценка модернизации действующего УКПГ-31. Дополнительное сравнение дано для схемы НТС с эжектором и технологией НТСР (раздел 1.5.4) на температурном уровне сепарации минус 55 °С. При этом узел ректификации предусмотрен для каждой технологической линии.

Экономический эффект от реализации каждого варианта обусловлен дополнительным выходом газового конденсата по сравнению с проектной технологической схемой НТС с эжектором и снижением эксплуатационных затрат на предупреждение гидратообразования, вследствие сокращения потерь метанола.

Предполагается, что экономический эффект начинает проявляться после внедрения вариантов – условно, начиная с 2020 года. Расчётный период – 10 лет.

Оценка экономического эффекта выполнена сравнением вариантов «с проектом» (варианты усовершенствования системы подготовки газа) и «без проекта» (проектная технология). Вариант «с проектом» предусматривает строительство одной УДИК на весь период эксплуатации УКПГ. В расчётах учитывалось снижение добычи конденсата по мере падения конденсатного фактора сырья УКПГ-31 и соответствующий рост количества газа сепарации при постоянном отборе пластового газа.

Итоговая сравнительная технико-экономическая оценка по их реализации представлена в таблице 15. Подробные результаты расчёта каждого из вариантов модернизации УКПГ-31 приведены в приложении 1.

Таблица 15 – Сравнительная технико-экономическая оценка по реализации вариантов усовершенствования технологии подготовки газа

№ п/п	Показатели	Варианты				
		НТС с эжект.	НТС с эжект. и УДИК	НТС с дросс. и УДИК	НТС с ТДА и УДИК	НТСР
1	Капитальные затраты, всего, тыс. руб	–	423100	493100	1653100	2253100
2	Налог на имущество, тыс. руб	–	87124	101539	340406	463958
3	Добыча тов. газа сепарации, млрд м ³	94,1	93,8	93,1	91,8	91,7
4	Снижение добычи тов. газа, млрд м ³	–	0,4	1,1	2,3	2,4
5	Снижение выручки от реализации недополученного газа, тыс. руб	–	891099	2673299	5907052	5986356
6	Добыча конденсата, г/м ³ тыс. т	309,7	317,2	332,6	359,5	361,0
		29144	29750	30963	33001	33100
7	Доп. добыча конденсата, тыс. т	–	606,4	1819,1	3857	3956
8	Выручка от реализации доп. добытого конденсата, тыс. руб	–	3322702	9968107	21137674	21676718
9	Расход метанола, г/м ³	1,05	0,81	0,86	0,90	0,91
10	Снижение расхода метанола, г/м ³ тыс. т	–	0,24	0,19	0,15	0,14
		–	22,5	17,7	13,8	12,8
11	Экономия затрат на метанол, тыс. руб	–	430044	426810	420941	420797
12	Изменение эксплуат. затрат, тыс. руб	–	449123	597812	3014068	4260964
13	Изменение выручки от реализации продукции, тыс. руб	–	2431603	7294808	15230621	15690362
14	Валовая прибыль, тыс. руб	–	1982479	6696996	12216553	11429397
15	Налог на прибыль, тыс. руб	–	396496	1339399	2443311	2285879
16	Чистая прибыль, тыс. руб	–	1585984	5357597	9773242	9143518
17	Чистый поток денежных средств, тыс. руб	–	1575484	5347097	9762742	9133018
18	Интегральный эффект (ЧДД), тыс. руб	–	522261	2375781	3875205	3182160
19	Внутрен. норма доходности (ВНД), %	–	25,0	60,0	36,0	26,5
20	Дисконтир. срок окупаемости, лет	–	7	5	7	8

По результатам экономической оценки вариантов модернизации УКПГ-31 видно, что технологические схемы НТС с ТДА и НТСР, хоть и обладают более глубоким извлечением НК, однако капитальные вложения, затраченные на модернизацию существующего УКПГ, снижают экономические показатели эффективности этих проектов. Внедрение технологии НТС с ТДА и УДИК следует рассматривать главным образом для подготовки газа ачимовских залежей на перспективных газоконденсатных месторождениях (участки 4А и 5А Уренгойского месторождения). Для проектной технологии НТС с эжектором на

УКПГ-31 оптимальным вариантом модернизации является технология НТС с дросселем и УДИК в которой охлаждение газов дегазации осуществляется с применением ПХУ.

3.6 Выводы по главе

1. На примере промышленной технологии НТС с эжектором показано, что снижение температурного уровня сепарации может быть достигнуто специальной подготовкой низконапорных газов конечной ступени дегазации конденсата, позволяющей существенно увеличить выход товарного НК.

2. Разработана низкотемпературная установка подготовки газов конечной ступени дегазации конденсата, которая включает теплообменное сепарационное и разделительное оборудование. Подготовка газов дегазации на установке дополнительного извлечения конденсата заключается в их охлаждении с применением ПХУ или конденсатом низкотемпературной ступени сепарации и последующим отделением сконденсировавшейся жидкости.

3. Применительно к действующей УКПГ-31 Уренгойского месторождения (ачимовская залежь, участок 1А) разработана и рекомендована к внедрению технология НТС с эжектором на температурном уровне сепарации минус 33...минус 35 °С и установкой дополнительного извлечения конденсата.

4. Разработаны перспективные технологии НТС с применением установки дополнительного извлечения конденсата для промышленной подготовки конденсатсодержащих газов ачимовских залежей: дроссельная технология на температурном уровне сепарации до минус 40 °С и турбодетандерная – до минус 50 °С. Эти технологии рекомендованы к внедрению на перспективных объектах освоения ачимовских залежей Уренгойского месторождения (участки 4А и 5А).

ГЛАВА 4. СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЙ АБСОРБЦИОННОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА ВАЛАНЖИНСКИХ ЗАЛЕЖЕЙ ЗАПАДНОЙ СИБИРИ

Наряду с технологиями НТС для обработки попутных нефтяных и конденсатсодержащих газов также нашли применение абсорбционные технологии. В качестве абсорбентов используются углеводородные смеси, получаемые из обрабатываемого газа. Как показывает проведенный нами анализ технологической схемы абсорбционной подготовки газа на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ, условия процесса абсорбции и состав абсорбента далеки от оптимальных. Абсорбционные низкотемпературные процессы подготовки конденсатсодержащих газов могут быть значительно усовершенствованы с целью увеличения степени извлечения углеводородов C_{3+} .

4.1 Анализ опыта эксплуатации абсорбционных установок на примере УКПГ-1В Ямбургского месторождения

Промысловая подготовка конденсатсодержащего газа по абсорбционной технологии осуществляется на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ, состоящей из семи технологических линий суточной производительностью 10 млн м³ каждая. В настоящее время четыре технологические линии работают с ДКС (газ «старого» фонда скважин) – I очередь, а три без ДКС (газ «нового» фонда скважин) – II очередь [102].

Принципиальная технологическая схема промысловой низкотемпературной абсорбции на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ первой очереди приведена на рисунке 42 [102, 103].

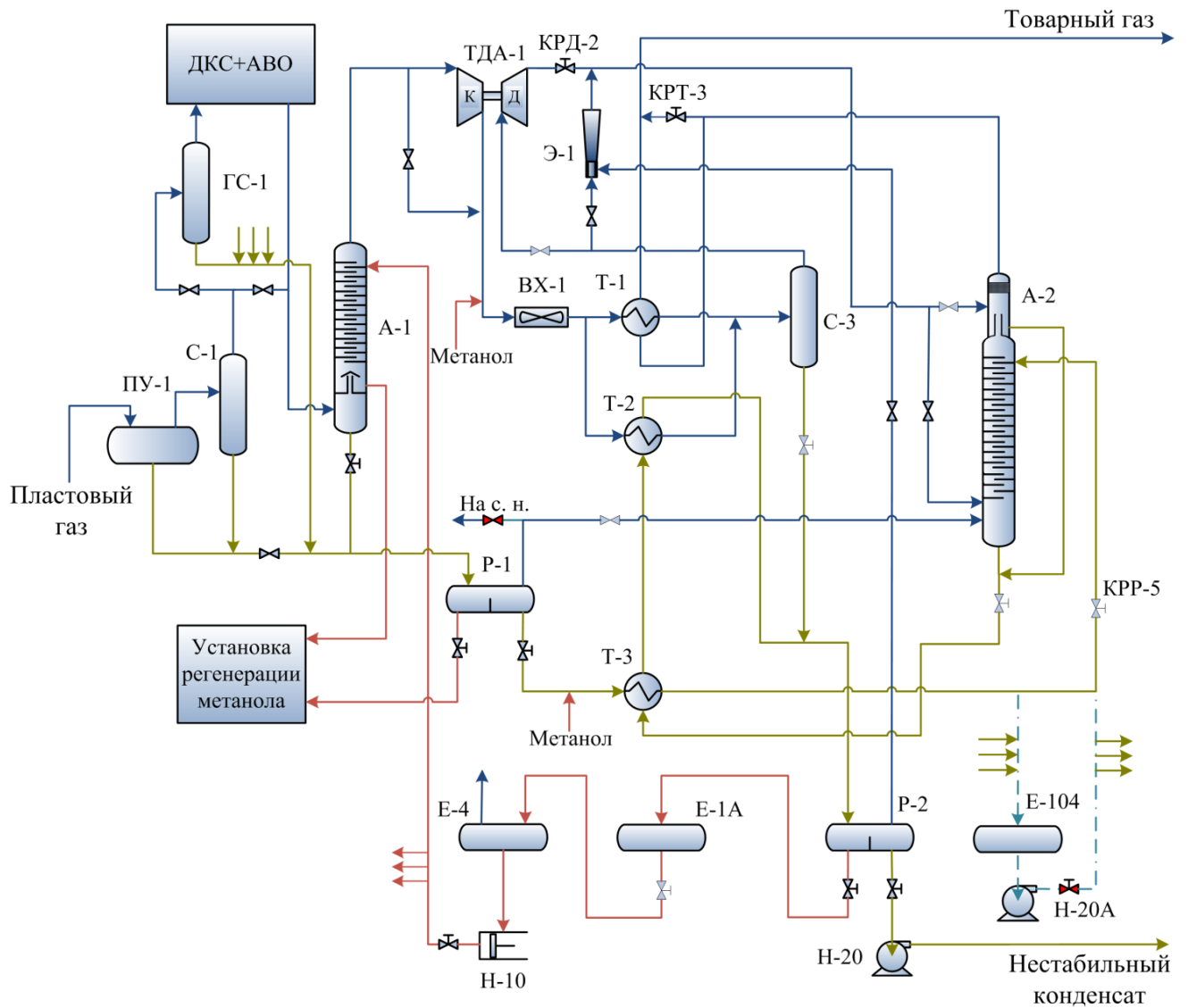


Рисунок 42 – Принципиальная технологическая схема промышленной подготовки газа на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ (с ДКС)

Условные обозначения:

ПУ-1 – Пробкоуловители

С-1, С-3 – Сепаратор

АВО – Аппарат воздушного охлаждения

Т-1, Т-2, Т-3 – Теплообменник

КРР-1, КРР-2 – Кран регулятор расхода

КРД-1, КРД-2 – Кран регулятор давления

10С-1, 20С-1, 20С-2 – Сепаратор

10ФС-1 – Фильтр-сепаратор

20ФХ-1 – Воздушный холодильник

20Т-1, 20Т-2 – Теплообменник

Р-1, Р-2 – Разделитель

А-1, А-2 – Абсорбер

К-1 – Колонна ректификации

ТДА – Турбодетандерный агрегат

Э-1 – Эжектор

10ДР-1, 10ДР-2 – Дегазатор разделитель

20Д-1 – Дегазатор

20ТД-1 – Турбодетандерный агрегат

20АР-1 – Арматурный узел

Согласно технологической схеме, пластовый газ со скважин поступает в пробкоуловители ПУ-1 и затем в первичные сепараторы С-1. Газ сепарации направляют на ДКС-1В, оснащённую собственными входными газосепараторами ГС-1 и АВО газа. Газ после ДКС-1В с давлением 9,4 МПа поступает в кубовую часть массообменного аппарата А-1, используемого для насыщения газа парами метанола за счёт его «отдувки» из отработанного (насыщенного) ВМР.

Рассматриваемая технология ПНГА предусматривает сезонное (летнее) использование турбодетандерного агрегата. В летний период газ из А-1 компримируют в турбокомпрессоре ТДА-1, после чего его охлаждают в воздушном холодильнике ВХ-1 и параллельно расположенных рекуперативных теплообменниках Т-1 и Т-2, сепарируют в сепараторе С-3 и охлаждают в турбодетандере Д ТДА-1 с достижением регламентных значений процесса: температуры минус 30 °С и давления от 4,5 МПа (в зимний период) до 5,5 МПа (летом). Для вовлечения в технологический цикл низконапорных газов из конечного разделителя Р-2 предусмотрены эжекторы Э-1, расположенные параллельно турбодетандеру ТДА-1. В осенне–зимне–весенний период установка работает по эжекторной схеме.

Охлаждённый газ направляют на нижнюю полуглухую тарелку углеводородного низкотемпературного абсорбера А-2. Отсепарированная жидкость перетекает в кубовую часть А-2, а газ проходит массообменную секцию, в которой из него доизвлекаются углеводороды, преимущественно фракция С₃–С₄, за счёт контакта с конденсатом, выделенным в разделителе Р-1 и охлаждённом в теплообменнике Т-3. Насыщенный конденсат–абсорбент также перетекает в кубовую часть А-2. В эту же зону выше уровня жидкости подают газ дегазации из Р-1. Аппарат А-2 имеет верхнюю сепарационную зону, которая может быть задействована при работе по схеме НТС. Газ с верха А-2 нагревается в теплообменнике Т-1 до температуры минус 2...5 °С и в качестве товарного поступает на замерной узел и далее в газопровод до КС Ямбургская.

Конденсат с куба А-2 редуцируют до давления около 3,4 МПа, нагревают последовательно в теплообменниках Т-3 и Т-2 до температуры минус 2...минус 5 °С и подают в концевой трёхфазный разделитель Р-2. Углеводородный конденсат из Р-2 дожимают насосами Н-20 до давления 6,5...7,0 МПа, измеряют его количество и в качестве товарного направляют в конденсатопровод Ямбург – Н. Уренгой на Уренгойский завод деэтанзации конденсата.

Технология предупреждения гидратообразования предусматривает: подачу метанола в систему сбора газа, перед АВО ДКС, ВХ-1, ТДА-1 в конденсат на линии между Р-1 и Т-3 и другие точки схемы. В технологической схеме используется процесс десорбции (отдувки) метанола из ВМР в А-1, также имеется отдельная установка регенерации метанола (УРМ).

Термобарические параметры характерного зимнего режима эксплуатации УКПГ по технологии НТС с эжектором и материальный баланс УКПГ приведены в таблицах 16 и 17.

Таблица 16 – Термобарические параметры характерного режима эксплуатации УКПГ-1В

Параметры	Аппарат						
	С-1	ВХ-1	С-3	А-1	А-2	Р-1	Р-2
Давление, МПа	8,5	8,5	8,3	8,5	4,0	4,45	3,15
Температура, °С	22,4	8,5	-6,6	24,4	-29,0	17,5	-6,2

Таблица 17 – Материальный баланс УКПГ-1В

Параметры	Вход. поток	Выходные потоки			
	Сырьё УКПГ	Газ сепарации	НК	ВМР из А-1	ВМР из Р-1
Количество:					
тыс. м ³ /ч	361,3	344,4	–	–	–
т/ч	–	–	36,543	1,018	1,831
Содержание компонентов: г/м ³ (на вх. газ / на газ сеп.)					
С ₃₊	115,2/ 120,8	28,5 / 29,9	86,7 / 90,9	менее 0,1	менее 0,1
в том числе: С ₃	28,8 / 30,2	18,8 / 19,7	10,0 / 10,5		
С ₄	20,7 / 21,7	6,7 / 7,0	13,9 / 14,6		
С ₅₊	65,7 / 68,9	3,0 / 3,2	62,7 / 65,7		
метанол	1,9 / 2,0	0,28 / 0,29	0,77 / 0,84	1,59 / 1,67	1,01 / 1,06
вода	4,4 / 4,6	0,007	0,0014	1,17 / 1,22	4,04 / 4,24

Из представленного материального баланса видно, что технология ПНТА характеризуется минимальным содержанием С₅₊ в товарном газе, что является следствием применения процесса низкотемпературной абсорбции. В начальный период эксплуатации месторождений дополнительное извлечение С₃-С₄ составляло 11,5 г/м³, а С₅₊ – 1,2 г/м³, при этом общий выход нестабильного конденсата с УКПГ-1В по сравнению с традиционной технологией НТС с эжектором увеличился на 20 г/м³. В процессе разработки месторождения конденсатный фактор пластовой смеси и, следовательно, количество абсорбента (конденсат с первой ступени сепарации) снизилось, что привело к снижению эффективности применения процесса низкотемпературной абсорбции. Поэтому в настоящее время существующая технология ПНТА не в полной мере отвечает задаче углублённого извлечения С₃₊.

С целью совершенствования технологии абсорбционной подготовки газа более подробно рассмотрим специфику подготовки конденсатсодержащего газа по существующей технологии ПНТА.

Состав абсорбента, применяемого на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ, полученный на основе расчетно-технологического моделирования фактических режимов работы УКПГ, приведён в таблице 18.

Таблица 18 – Расчётный состав абсорбента Ямбургского НГКМ

Компонент	Содержание	
	мол. %	мас. %
CH ₄	21,65	4,61
C ₂ H ₆	9,12	3,64
C ₃ H ₈	5,63	3,30
i-C ₄ H ₁₀	2,84	2,20
n-C ₄ H ₁₀	4,38	3,39
i-C ₅ H ₁₂	3,25	3,12
n-C ₅ H ₁₂	3,43	3,29
Fr ₁ (T _{кип} =60 °С, M=84,3 г/моль)	8,50	9,55
Fr ₂ (T _{кип} =95 °С, M=104,4 г/моль)	17,90	24,90
Fr ₃ (T _{кип} =125 °С, M=121,9 г/моль)	12,64	20,52
Fr ₄ (T _{кип} =155 °С, M=140,2 г/моль)	6,14	11,47
Fr ₅ (T _{кип} =185 °С, M=159,6 г/моль)	3,10	6,60
Fr ₆ (T _{кип} =215 °С, M=180,9 г/моль)	1,42	3,41

Из таблицы 18 видно, что в абсорбенте присутствует широкий спектр углеводородов от самых лёгких компонентов (метана) до тяжёлых углеводородных фракций. Входящие в состав абсорбента углеводороды обладают разной абсорбционной способностью относительно растворенных в природном газе углеводородов C₃-C₄ и C₅₊. Наличие в составе абсорбента C₃-C₄ (23,5 мас.%) и C₅₊ (66,5 мас.%), разумеется, снижает его абсорбционную ёмкость и, следовательно, эффективность извлечения C₃-C₄ и C₅₊.

В настоящее время удельный расход абсорбента составляет около 60 г/м³. В процессе дальнейшей разработки и эксплуатации месторождения конденсатный фактор пластовой смеси (содержание C₅₊) снизится, как и общее количество абсорбента. На рисунке 43 приведена расчётная зависимость удельного количества углеводородной жидкости из Р-1 от конденсатного фактора пластовой смеси [104].

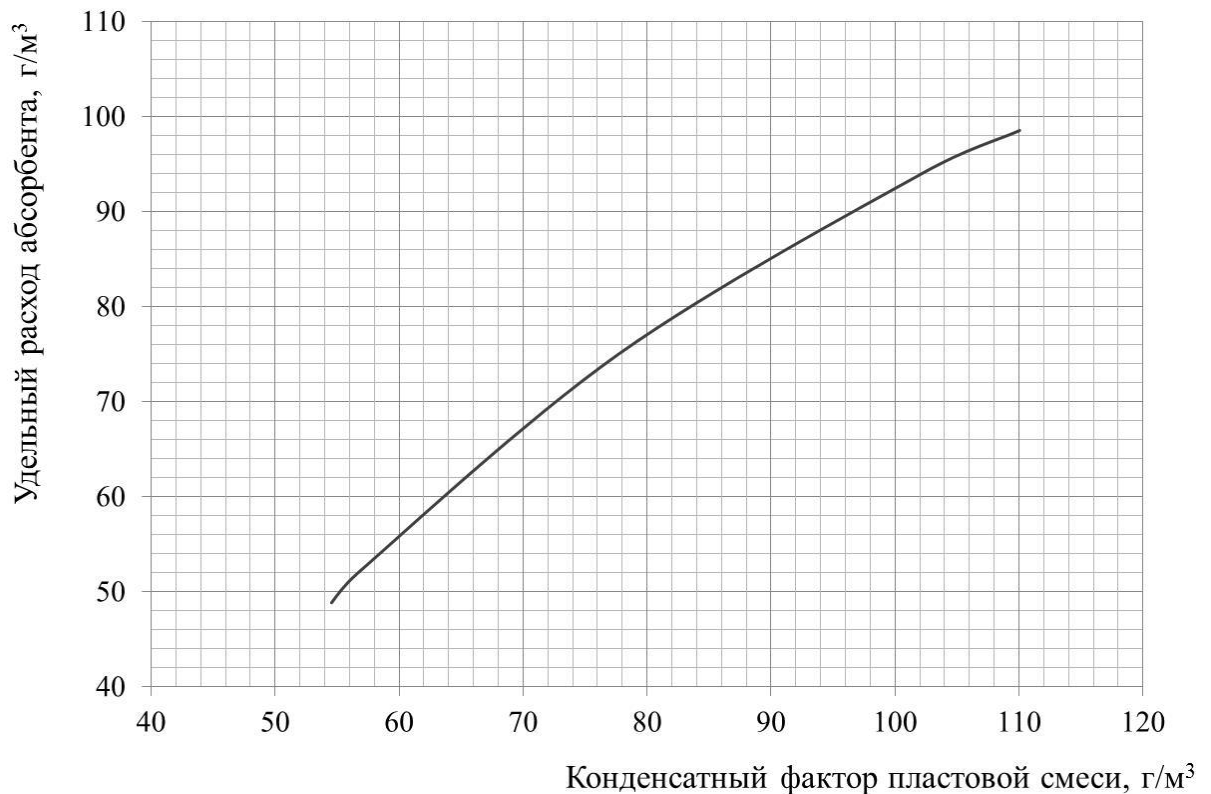


Рисунок 43 – Зависимость удельного количества жидкости из Р-1 от конденсатного фактора пластовой смеси

Из представленного графика следует, что применение в качестве абсорбента НК с первой ступени сепарации исключает возможности регулирования его количественного и компонентного состава, а также, степени извлечения C_3 - C_4 и C_{5+} . Таким образом, существующая технология ПНТА имеет потенциал для увеличения степени извлечения C_3 - C_4 и C_{5+} .

Для этого необходимо:

- определить оптимальные параметры процесса абсорбции (температура и давление абсорбции, число теоретических ступеней контакта в абсорбере и удельный расход абсорбента);
- разработать технологию получения и регенерации абсорбента;
- определить допустимые уносы жидкости из абсорбера.

Поставленные задачи детально рассмотрены в разделе 4.2.

При разработке новых технологических схем ПНТА особое внимание следует уделять расчетному определению $TTR_{ув}$ товарного газа. Это связано с тем, что углеводородный абсорбент содержит «тяжёлые» компоненты (таблица 18), которые в составе уносимой жидкости из абсорбера А-2 попадают в товарный газ, сильно влияя на показатель $TTR_{ув}$. Расчет этого показателя следует проводить по разработанной выше методике (раздел 2.5) с учетом капельного уноса жидкости из А-2.

Фактические значения уносов жидкости из А-2 и значения $TTR_{ув}$ товарного газа, получены из Актов обследования УКПГ-1В, проводимых персоналом ИТЦ ООО «Газпром добыча Ямбург». Согласно этим данным унос жидкости из А-2 составляет около 70 мг/м^3 . Знание фактических значений $TTR_{ув}$ товарного газа дает возможности настроить (адаптировать) расчётную модель и определить количество жидкости, при котором расчётное значение $TTR_{ув}$ соответствует экспериментально измеренному – $0,4 \text{ мг/м}^3$. Влияние уноса жидкости из А-2 на показатель $TTR_{ув}$ по разработанной расчетной схеме приведено на рисунке 44. Из представленного графика видно, что существенное влияние уноса жидкости на показатель $TTR_{ув}$ проявляется при уносе абсорбента на уровне $100 \dots 150 \text{ мг/м}^3$.

Влияние капельного уноса абсорбента на $TTR_{ув}$ подготовленного газа на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ наблюдалось в начальный период эксплуатации месторождения. Снижение капельного уноса до уровня 70 мг/м^3 было достигнуто увеличением фильтрационной секции абсорбера и изменением тарелки ввода абсорбента с верха колонны в его середину. Разумеется, это привело к некоторому снижению эффективности массообмена в аппарате А-2.

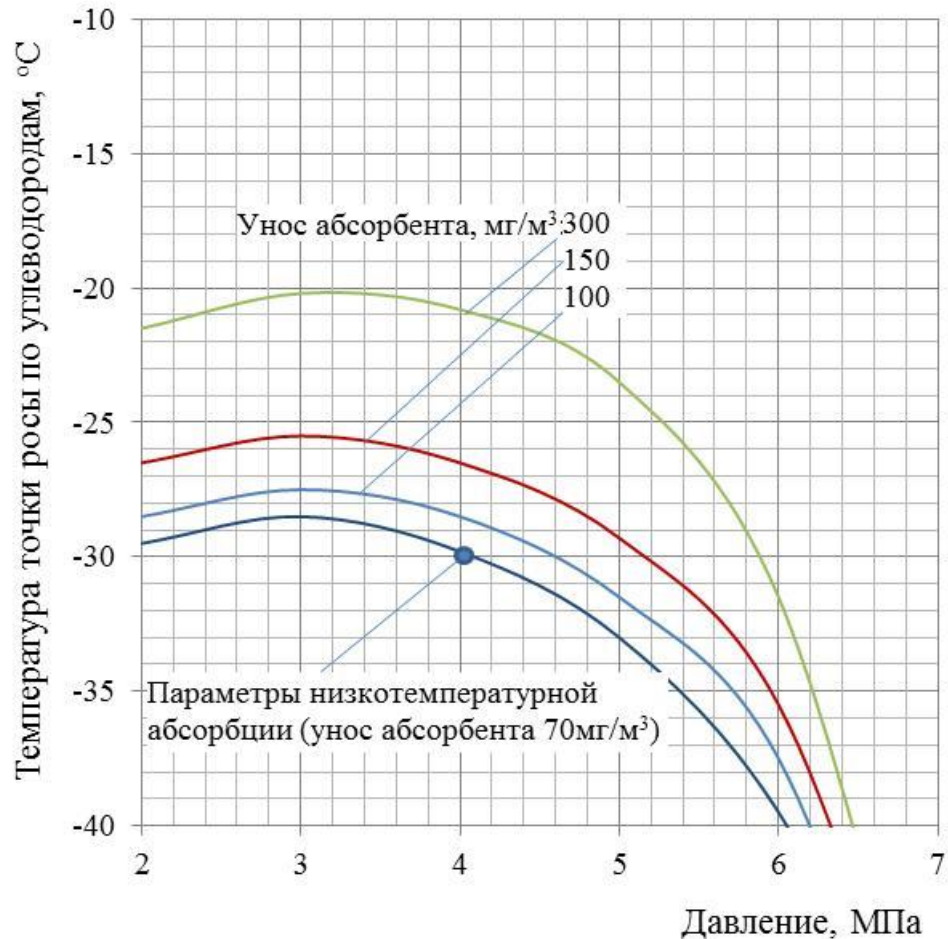


Рисунок 44 – Расчётная зависимость $TTR_{ув}$ подготовленного газа от давления при уносе жидкости из А-2 70, 100, 150 и 300 мг/м³

Также следует отметить, что технологическая схема ПНТА, реализованная на УКПГ-1В ЯНГКМ, характеризуется повышенным потреблением метанола – 1,4...1,6 г/м³, превышающим его расход на установках НТС на том же температурном уровне сепарации. Содержание метанола в выходных потоках УКПГ составляет: в газе сепарации – 0,26 г/м³, в товарном НК – 1,02 г/м³ (до 0,8...1,0 мас.%) и в сбросной воде – 0,36 г/м³. Основные технологические потери метанола связаны с повышенным его содержанием в товарном конденсате. Это обусловлено необходимостью проводить ингибирование гидратообразования как газового потока, так и углеводородного конденсата, направляемого в абсорбер А-2 в качестве орошения.

Таким образом, при разработке вариантов технологических схем ПНТА особое внимание следует уделять и оптимизации процесса ингибирования установки ПНТА метанолом.

4.2 Определение состава и удельного расхода селективного абсорбента

Предварительное определение состава углеводородного абсорбента ранее было выполнено в разделе 2.4. Было показано, что оптимальным абсорбентом для извлечения C_3-C_4 является фракция 60...70 °С, а для C_{5+} – фракция 150...170 °С. Различие в температурах кипения фракций для селективного извлечения компонентов C_3-C_4 и C_{5+} не позволяет использовать одну фракцию для одновременного более глубокого извлечения всех компонентов C_{3+} .

Проведем расчетное исследование степени извлечения компонентов C_{3+} абсорбентом, состоящим из фракции 150-170 °С. Предварительные результаты расчётов, выполненные в при давлении абсорбции 6 МПа, температуре минус 30 °С и удельном расходе абсорбента 20 г/м³ (см. раздел 2.4) показали, что его применение позволяет осуществить максимально полное извлечение C_{5+} до 78%, а C_3-C_4 – на 16...18% (рисунок 21). Фактическое значение давления процесса абсорбции составляет 3,95 МПа и отличается от параметров рассмотренных ранее. Поэтому целесообразно определить влияние удельного расхода абсорбента на степень извлечения C_{5+} , C_3-C_4 и C_{3+} для фактических параметров работы установки ПНТА (рисунок 45). Исследование влияния удельного расхода абсорбента осуществлялось для абсорбера с четырьмя теоретическими тарелками, что соответствует фактической эффективности работы аппарата А-2 на УКПГ-1В.

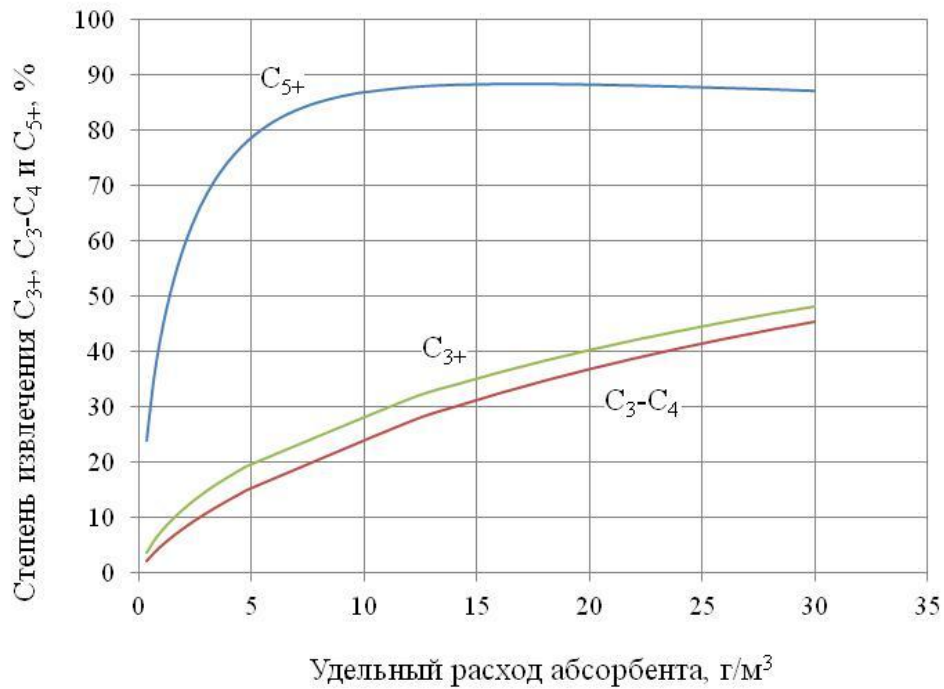


Рисунок 45 – Степени извлечения C_{3+} , C_{3-C_4} и C_{5+} при использовании в качестве абсорбента фракции 150-170 °С (температура абсорбции минус 30 °С, давление 3,95 МПа)

Согласно полученным расчетным данным при удельном расходе абсорбента 10 г/м³ степень извлечения C_{5+} относительно технологии НТС без применения процесса абсорбции составляет 85%. Дальнейшее увеличение удельного расхода абсорбента приводит к дальнейшему, но уже незначительному дополнительному извлечению C_{5+} . Снижение содержания углеводородов C_{3+} в газе после абсорбции происходит в результате извлечения углеводородов C_{3-C_4} . Таким образом, оптимальное количество удельного расхода абсорбента, обеспечивающее углублённое извлечение C_{5+} и C_{3-C_4} , составляет 15...20 г/м³, при этом степень извлечения C_{3-C_4} находится на уровне 35...40%.

В ходе разработки месторождения состав пластового газа облегчается, содержание в нём фракции 150...170 °С снижается. Расчетный прогноз содержания фракции 150...170 °С в пластовом газе в динамике разработки

различных газоконденсатных месторождений Западной Сибири приведен на рисунке 46.

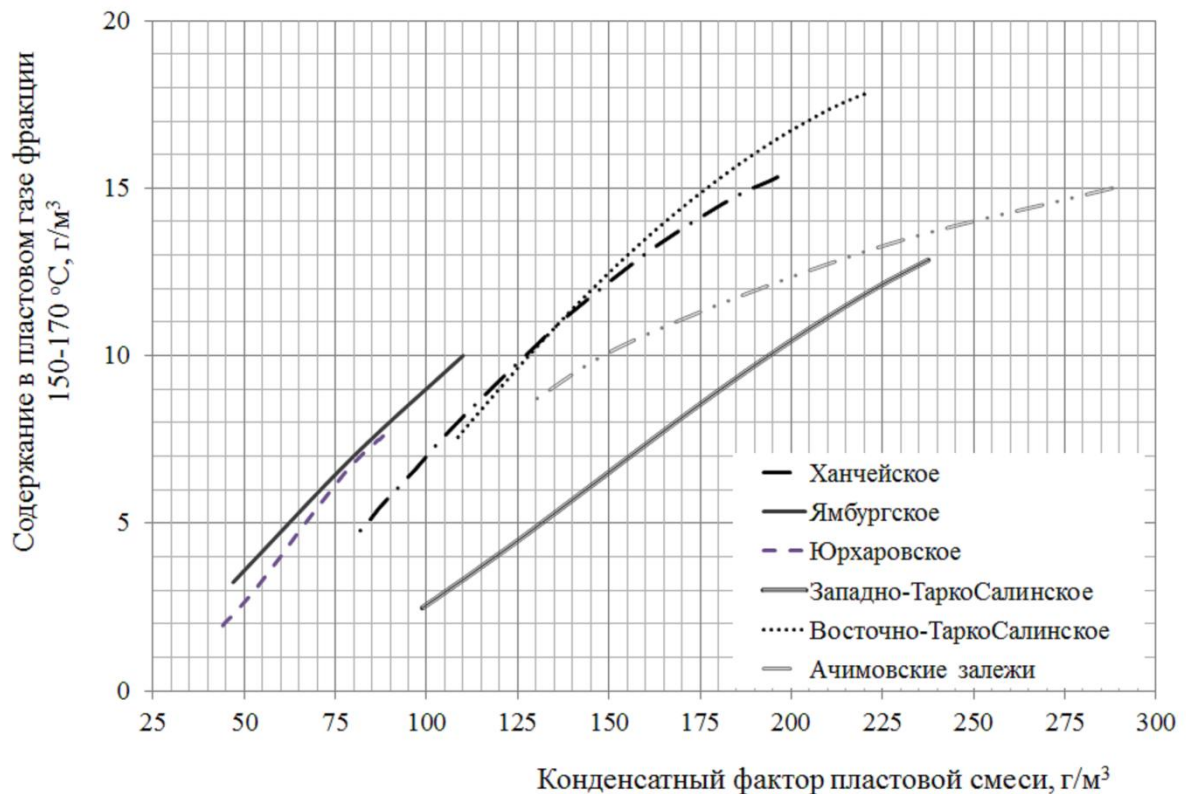


Рисунок 46 – Изменение содержания в пластовом газе фракции 150...170 °С в процессе разработки газоконденсатных месторождений

Из рисунка 46 видно, что содержание фракции 150...170 °С в пластовом газе в процессе разработки месторождения постепенно уменьшается. Так, например, для пластового газа Ямбургского месторождения количество C_{5+} по сравнению с первоначальным уменьшилось в 2,5 раза (с 110 до 46,8 г/м³). В тоже время, удельное содержание фракций 150...170 °С снизилось в три раза (с 9 до 3 г/м³). Такая тенденция характерна и для других месторождений, причем на поздней стадии эксплуатации месторождения содержание фракции 150...170 °С может варьироваться в диапазоне от 2 до 8 г/м³.

Выше было показано, что необходимый удельный расход абсорбента для углублённого извлечения C_{3+} должен составлять не менее 25...30 г/м³

(рисунок 45). Поэтому целесообразно исследовать возможности увеличения удельного расхода абсорбента за счет расширения диапазона начала кипения фракций, входящих в состав абсорбента с 150 до 120 °С.

Результаты проведенных расчетов показали, что снижение температуры начала кипения абсорбента с 150 до 120 °С позволяет увеличить его удельный расход в два-три раза и при этом увеличить степень извлечения C_3-C_4 и C_{3+} в целом. Это означает, что в начальный период эксплуатации практически для всех газоконденсатных месторождений содержание в пластовом газе фракций 120...170 °С позволяет обеспечить необходимый удельный расход абсорбента (15...20 г/м³). Однако на поздней стадии эксплуатации месторождения удельное содержание абсорбента в пластовом газе снижается до 7...15 г/м³. Таким образом, для обеспечения требуемого удельного расхода абсорбента на протяжении всего периода эксплуатации УКПГ необходимо предусмотреть регенерацию абсорбента.

4.3 Разработка новой технологической схемы абсорбционной подготовки газа на температурном уровне до минус 30 °С

В рассмотренной выше технологии ПНТА, реализованной на УКПГ-1В, в качестве абсорбента используется конденсат первой ступени сепарации. Этот конденсат в своём составе содержит фракцию 120-170 °С, которая как показано выше является селективным абсорбентом. В разделе 4.2 было установлено, что содержания фракции 120...170 °С в пластовом газе недостаточно. Поэтому для обеспечения требуемого удельного расхода абсорбента (20 г/м³) оптимального состава необходимо предусмотреть установку его регенерации. Восполнение потерь абсорбента с обрабатываемым газом осуществляется подпиткой углеводородным конденсатом из Р-1.

В процессе абсорбции из газа, поступающего в низкотемпературный абсорбер, происходит поглощение как целевых компонентов (C_{3+}), так и компонентов C_1-C_2 [74]. Содержание C_1-C_2 в насыщенном абсорбенте может

достигать 15%. Добавление части потока НК из первичного разделителя в насыщенный абсорбент дополнительно увеличивает содержание в нем лёгких компонентов C_1-C_6 . Содержание тяжёлых компонентов C_{10+} при этом составит до 15%. Таким образом, при регенерации насыщенного абсорбента из его состава необходимо удалять не только легколетучие, но и высококипящие углеводороды.

Проведенный анализ состава насыщенного абсорбента позволяет перейти к разработке процесса его подготовки и регенерации.

Подобранный нами селективный абсорбент характеризуется небольшим интервалом кипения – 50 градусов (начало кипения 120 °С, конец кипения фракции 170 °С), поэтому для качественного разделения смеси углеводородов (насыщенного абсорбента) требуется применение процесса ректификации (фракционирования) [105]. Анализ литературы показывает, что для поставленной цели, т.е. получения выбранного нами углеводородного абсорбента достаточно адаптировать известные технические решения установок фракционирования нефти.

Проведём качественное сопоставление составов сырья установки фракционирования нефти и насыщенного абсорбента (фракции 120...170 °С, прошедшей через низкотемпературный абсорбер) для условий УПКГ-1В Ямбургского НГКМ. Характерные кривые истинных температур кипения (ИТК) для нефтяных составов месторождений Тимано-Печорской и Западно-Сибирской нефтегазоносной провинции [106,107] и расчётного состава насыщенного абсорбента приведены на рисунке 47.

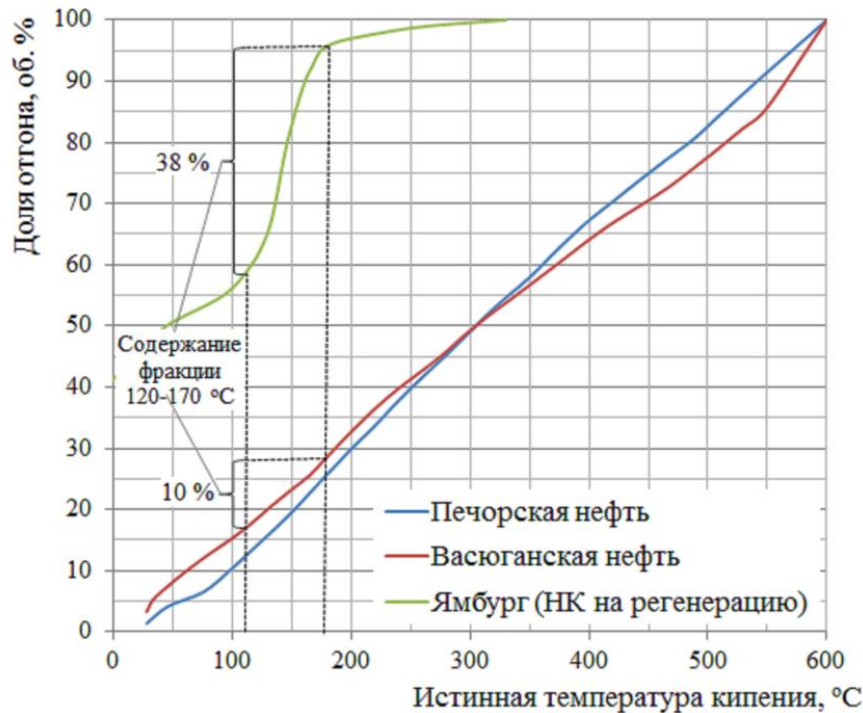


Рисунок 47 – Сопоставление кривых истинных температур кипения для абсорбента (НК на регенерацию) и нефти

Сопоставление сырья установки фракционирования нефти [108] и насыщенного абсорбента на примере УПКГ-1В Ямбургского НГКМ показало, что кривые ИТК нефтяных составов схожи между собой, но отличаются от кривой ИТК насыщенного абсорбента. Содержание в насыщенном абсорбенте фракции 120...170 °C составляет 38%, более лёгкой фракции – 58%, а фракции с температурой кипения выше 170 °C – 4%.

Значительное содержание лёгкой фракции в насыщенном абсорбенте предопределяет необходимость проведения процесса его регенерации в две стадии. Первая стадия – ступенчатая дегазация абсорбента с последовательным нагревом. Вторая стадия – ректификация в одной или нескольких ректификационных колоннах.

Двухстадийная технология регенерации абсорбента может быть реализована в дополнительной установке подготовки и регенерации абсорбента, интегрированной в общую технологическую схему промышленной подготовки газа

и конденсата. Разработанная технологическая схема установки ПНТА с углублённым извлечением C_{3+} приведена на рисунке 48.

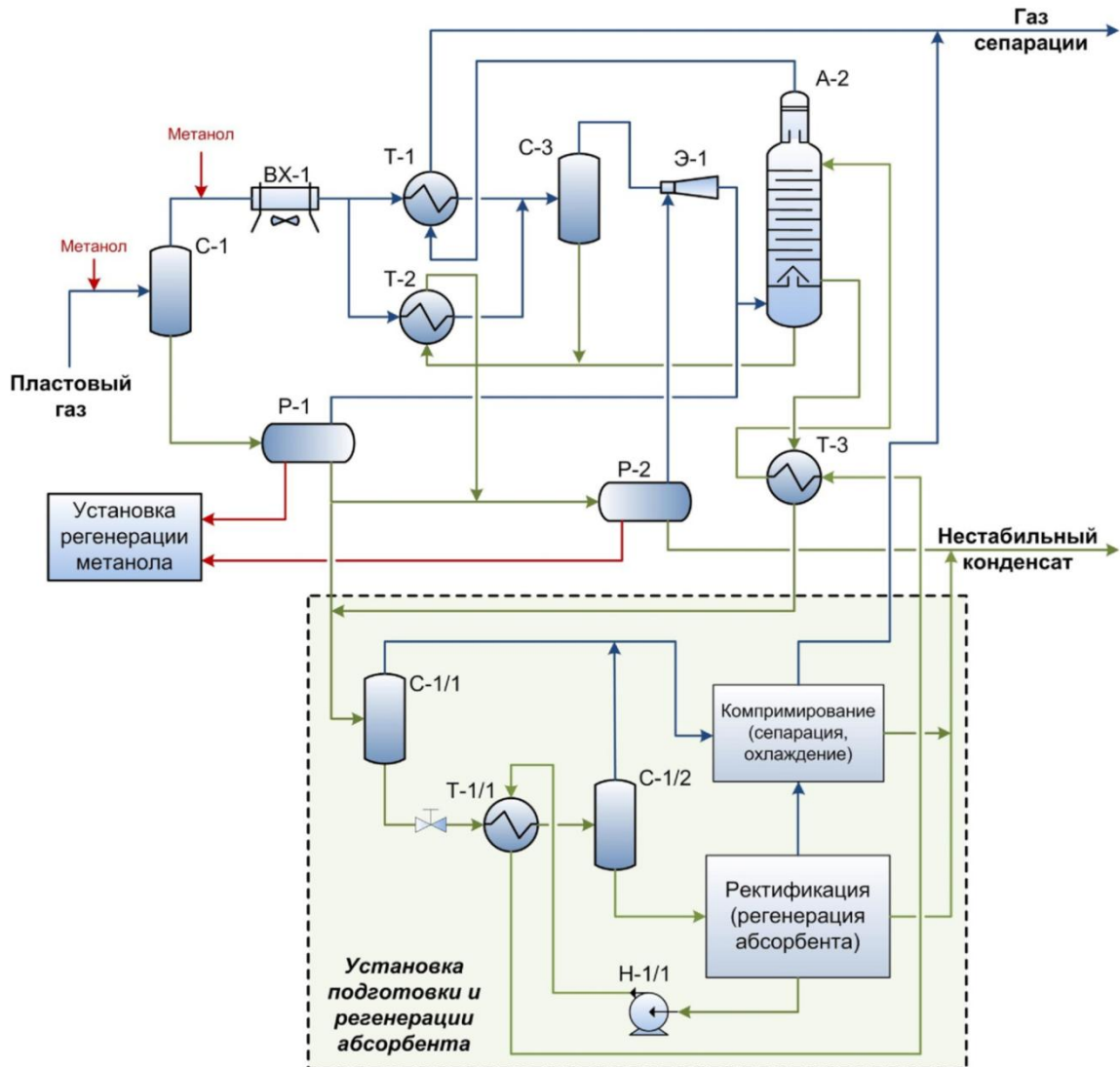


Рисунок 48 – Усовершенствованная технологическая схема ПНТА с регенерацией абсорбента для углублённого извлечения углеводородов C_{3+}

Таким образом, разработанная нами схема отличается от традиционной установки ПНТА наличием дополнительной установки подготовки и регенерации абсорбента. Жидким товарным продуктом установки НТС является НК. Отметим, что при необходимости технологическая схема НТС по рис. 48 может быть дополнена установкой получения стабильного конденсата.

Согласно технологической схеме (рисунок 48), пластовый газ поступает в первичный сепаратор (С-1), после отделения жидкости газ первичной сепарации проходит воздушный холодильник ВХ-1 и блок рекуперативных теплообменников (Т-1 и Т-2), после чего поступает в промежуточный сепаратор (С-2). Охлаждение газа после промежуточной ступени сепарации до температуры НТС осуществляется в эжекторах (Э-1). Абсорбция газа, поступающего в абсорбер (А-2), проводится абсорбентом, поступающим с установки подготовки и регенерации абсорбента. Абсорбент перед подачей в А-2 проходит теплообменник Т-3, где охлаждается до температуры минус 18... минус 25 °С. Жидкость из абсорбера А-2, смешивается с жидкостью из С-3, нагревается в теплообменнике Т-2 и поступает в концевую ёмкость дегазации нестабильного конденсата (Р-2), и далее в парк товарной продукции. Насыщенный абсорбент после нагрева в теплообменнике Т-3, смешивается с частью конденсата из разделителя Р-1 и поступает на установку подготовки и регенерации абсорбента.

Установка подготовки и регенерации абсорбента включает: предварительную дегазацию отработанного абсорбента, регенерацию в одной или нескольких ректификационных колоннах и компримирование низконапорных газов дегазации. Предварительная дегазация отработанного абсорбента осуществляется в сепараторах С-1/1 и С-1/2. Нагрев абсорбента между ступенями сепарации происходит в теплообменнике Т-1/1 конденсатом с колонны регенерации абсорбента. Частично дегазированный абсорбент далее поступает на ректификацию. При ступенчатой дегазации насыщенного абсорбента извлечение фракции 120... 170 °С составляет не менее 99,8%. После предварительной подготовки насыщенного абсорбента содержание лёгкой фракции снижается на 22% (с 62 до 40%), содержание фракций 120...170 °С и фракций с температурой кипения выше 170 °С увеличивается на 20 и на 5% соответственно.

Регенерация насыщенного абсорбента может быть проведена с использованием одной [109] или нескольких ректификационных колонн (основная ректификационная колонна, соединённая со стриппинг-колонной)

[110]. Проведенное нами сопоставление технологических схем подготовки и регенерации абсорбента – фракции 120... 170 °С, прошедшей низкотемпературный абсорбер при давлении 4,0 МПа и температуре минус 30 °С в одной и двух ректификационных колоннах приведено в таблице 19.

Таблица 19 – Сравнительная таблица показателей подготовки фракции по одноколонной и двухколонной схемам подготовки и регенерации абсорбента

Показатели	1 колонна	2 колонны
Параметры работы колонны		
Давление в кубе и дефлегматоре, МПа	0,16 / 0,13	
Температура в кубе и дефлегматоре, °С	220 / 30	217 / 24
Количество теоретических ступеней контакта	15,0	15 + 3
Флегмовое число	3,0	
Нагрузка на дефлегматор, МВт	3,8	2,6
Кубовая печь, МВт	4,7	4,1
Дополнительные энергетические затраты, кВт	273	298
Качество регенерированного абсорбента		
Степень извлечения фракций 120...170 °С в процессе регенерации абсорбента, %	87,4	92,6
Содержание в абсорбенте фракций 120...170 °С, %	85,0	84,6
Содержание C ₁ -фракции 120 °С, %	5,4	8,5
Содержание фракций 170 ₊ °С, %	9,6	6,9
Температура начала кипения абсорбента, °С	79,4	84,0
Температура конца кипения абсорбента, °С	202,2	197,7

Сравнение одноколонной и двухколонной схем подготовки и регенерации абсорбента показывает, что для одноколонной схемы степень извлечения фракций 120...170 °С составляет 87,4%, а для двухколонной – 92,6%. Энергетические затраты для двухколонной схемы на 20% ниже, при этом извлечение фракции 120-170 °С на 5 мас.% выше. Более высокое извлечение фракций 120...170 °С позволяет увеличить удельный расход циркулирующего абсорбента и/или снизить поток углеводородной жидкости, направляемый из первичного разделителя Р-1 на установку регенерации абсорбента. В зависимости от количества жидкости из Р-1 и содержания в ней целевой фракции, можно получить разное количество регенерированного абсорбента.

При выборе технологической схемы подготовки и регенерации абсорбента необходимо провести анализ содержания фракции 120...170 °С в составе пластового газа в течение всего периода эксплуатации месторождения. Расчётное моделирование показало, что при содержании фракции в конденсате из Р-1 менее 8 г/м³ применение одноколонной схемы регенерации абсорбента становится нецелесообразным. Это связано с потерями абсорбента при регенерации, что может привести к сложности обеспечения требуемого его удельного расхода на уровне 20 г/м³.

В процессе регенерации абсорбента, извлечённые из газа компоненты C₃-C₄ и C₅₊ частично переходят в состав газового потока колонны регенерации. Газы дегазации из сепараторов С-1/1 и С-1/2 (рисунок 48) совместно с газами колонны регенерации абсорбента компримируются и охлаждаются до температуры 30 °С. Образовавшаяся газожидкостная смесь далее поступает в сепаратор. Отделившейся газ подаётся в товарный газ, а образовавшаяся жидкость в парк товарной продукции НК. Жидкость из дефлегматора колонны регенерации абсорбента совместно с жидкостью из сепаратора компрессорной установки смешивается с конденсатом из Р-1 и направляется в парк товарной продукции НК. Извлечение из газа регенерации абсорбента компонентов C₃-C₄ по такой схеме составляет 85% и C₅₊ – 97%.

Важно отметить, что применение специально подготовленного абсорбента позволяет снизить потребление ингибитора гидратообразования – метанола. Это происходит в результате:

- снижения подачи или полное исключение подачи метанола в регенерированный абсорбент;
- снижения концентрации метанола в ВМР разделителе Р-2 и, следовательно, растворимости метанола в НК разделителя Р-2;
- частичного извлечения метанола абсорбентом из обрабатываемого газа.

Проведенные расчеты показывают, что удельный расход метанола составит 1,35 г/м³. Содержание метанола в выходных потоках УКПГ составит: в газе

сепарации – $0,21 \text{ г/м}^3$, в товарном НК – $0,82 \text{ г/м}^3$ и сбросной воде – $0,32 \text{ г/м}^3$. Таким образом, снижение удельного расхода метанола относительно действующей технологии ПНТА составит $\sim 0,25 \text{ г/м}^3$.

Разработанная технологическая схема (рисунок 45) может быть применена при реинжиниринге УКПГ-1В Ямбургского НГКМ. Эта схема также может быть рекомендована для новых газоконденсатных месторождений со средним и высоким содержанием C_{5+} в пластовом газе ($45\dots 120 \text{ г/м}^3$). Для таких пластовых газов удельное содержание фракции $120\dots 170 \text{ }^\circ\text{C}$ составляет более 8 г/м^3 . Проведенное расчетно-технологическое моделирование показывает, что относительно традиционной технологии ПНТА, реализованной на УППГ-1В, степень извлечения углеводородов C_{5+} из газа сепарации может быть увеличена с $30\dots 40$ до 95% ($1,5 \text{ г/м}^3$). Максимальное извлечение C_3-C_4 будет приходиться на позднюю стадию эксплуатации месторождения и составит 26 г/м^3 .

4.4. Разработка усовершенствованной технологической схемы ПНТА на температурном уровне абсорбции минус $17\dots$ минус $20 \text{ }^\circ\text{C}$

В разделе 4.3 была предложена модифицированная схема ПНТА. Её отличие от действующей схемы на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ заключается в применении специально подготовленного углеводородного абсорбента, содержащего в своем составе не менее $85 \text{ мас.}\%$ фракции с температурой начала и конца кипения $120\dots 170 \text{ }^\circ\text{C}$. Применение модифицированной технологической схемы позволяет увеличить степень извлечения C_{5+} до $85 \text{ мас.}\%$ и снизить остаточное содержание C_{5+} в товарном газе до $1,0\dots 0,8 \text{ г/м}^3$.

Предложенная модернизированная технология ПНТА, также как и ПНТА, реализованная на УКПГ-1В, характеризуется довольно высокой чувствительностью $TTR_{ув}$ товарного газа к капельному уносу абсорбента. Расчётная зависимость $TTR_{ув}$ подготовленного газа от уноса жидкости для модернизированной технологии ПНТА приведена на рисунке 49. Расчётное значение $TTR_{ув}$ определялось для уносов жидкости $70, 100$ и 150 мг/м^3 , при

количестве сконденсировавшейся жидкости $0,4 \text{ г/м}^3$ (ранее это значение было определено для проектной технологии ПНТА, см. раздел 4.2).

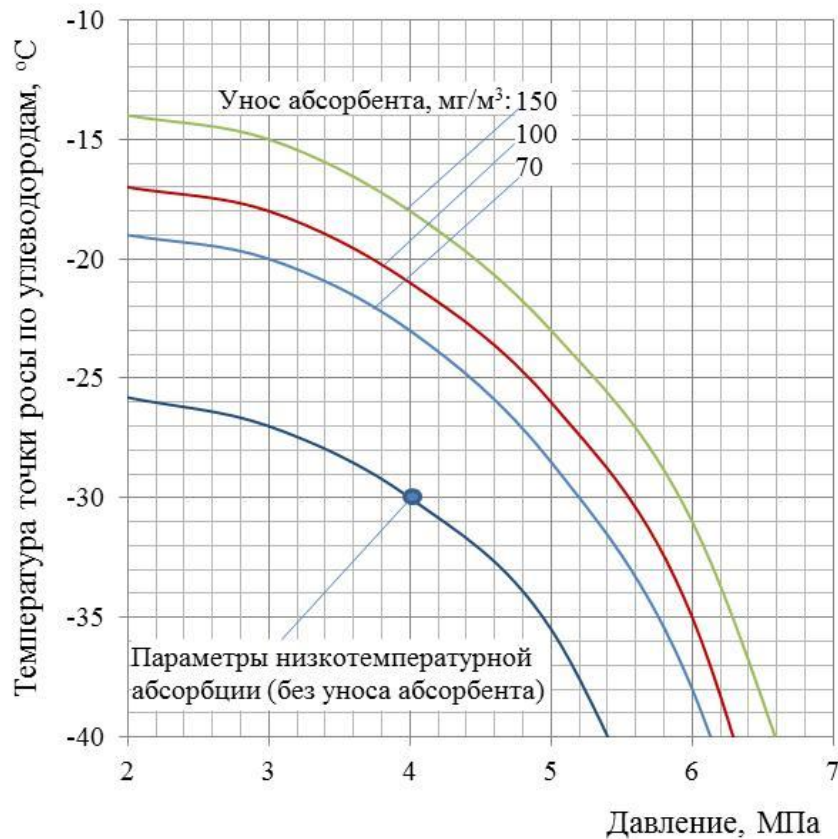


Рисунок 49 – Расчётная зависимость $T_{TP_{UV}}$ подготовленного газа от уноса жидкости для модернизированной технологии ПНТА

Из рисунка 49 видно, что унос абсорбента оказывает сильное влияние на $T_{TP_{UV}}$. Моделирование показало, что при фактическом уносе жидкости на уровне 70 мг/м^3 расчётное значение $T_{TP_{UV}}$ для разработанной нами технологии повышается примерно на семь градусов относительно проектной технологии ПНТА на УКПГ-1В. Предельно допустимым значением уноса жидкости для предлагаемой нами технологии ПНТА, при которых требования СТО «Газпром» 089-2010 по $T_{TP_{UV}}$ соблюдаются – составляет 120 мг/м^3 для холодной макроклиматической зоны и около 200 мг/м^3 для умеренной.

Различие влияния уноса жидкости на $T_{TP_{UV}}$ для проектной и предлагаемой технологии ПНТА обусловлено составом уносимой жидкости – абсорбента. Для

технологии ПНТА этой жидкостью является нестабильный конденсат с первой ступени сепарации, с содержанием C_1-C_4 – 43 мол.% (17,1 мас.%) (таблица 18). В предлагаемой модернизированной технологии ПНТА уносимая жидкость – это смесь углеводородов, с содержанием не менее 85 мас.% фракции с температурами начала и конца кипения 120...170 °С. Наличие лёгких компонентов в составе уносимой жидкости, для проектной технологии ПНТА снижает влияние уноса на показатель $TTR_{ув}$. Это происходит даже, несмотря на то, что в составе уноса в технологии ПНТА содержатся более тяжёлые компоненты, чем фракция 120...170 °С.

Снижение влияние уноса абсорбента с сохранением высокой степени извлечения C_{3+} можно обеспечить, если проводить процесс абсорбции в области промежуточной ступени сепарации с последующей низкотемпературной сепарацией газа. Предлагаемая блок-схема усовершенствованной технологической схемы абсорбционной установки подготовки газа приведена на рисунке 50.

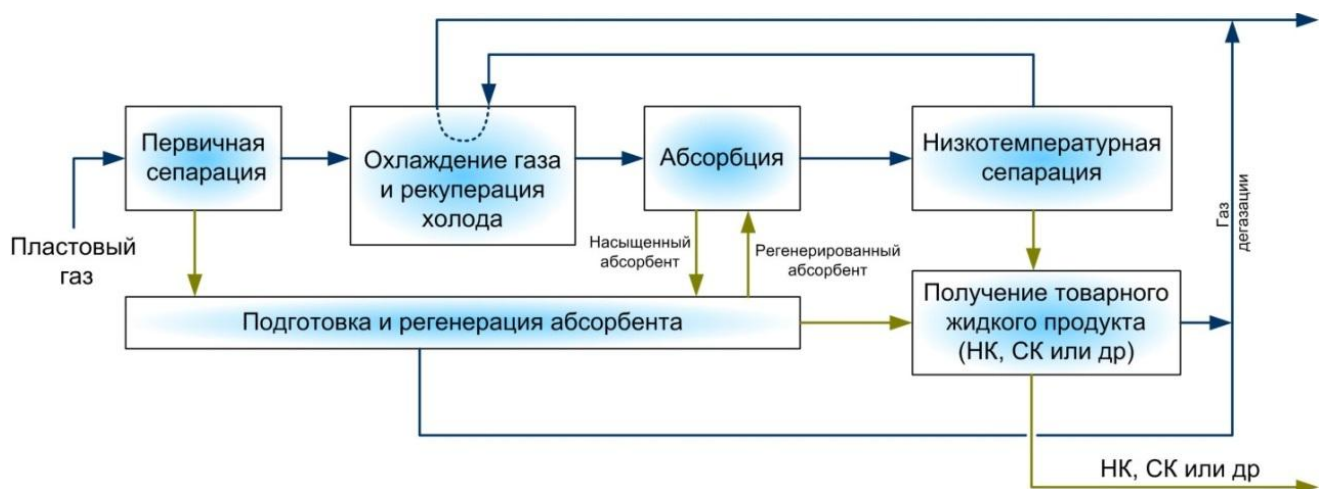


Рисунок 50 – Блок схема усовершенствованной абсорбционной установки подготовки газа с последующей низкотемпературной сепарацией газа

Усовершенствованная абсорбционная технологическая схема подготовки газа включает первичную и низкотемпературную сепарацию, охлаждение и рекуперацию холода газа низкотемпературной сепарации и узел абсорбционной

подготовки газа. Между узлом абсорбции и низкотемпературной ступени сепарации осуществляется охлаждение газа с помощью дросселя, эжектора или другого устройства. Наличие низкотемпературной ступени сепарации после стадии абсорбции как раз и позволяет снизить влияние уноса абсорбента на ТТРУв подготовленного газа.

Прежде всего, проанализируем влияние процесса абсорбции на извлечение C_{3+} , C_3-C_4 и C_{5+} . Рассмотрены два уровня давления в низкотемпературном сепараторе: 4 МПа - технология НТС с ТДА в последовательности подключения Д-К и 6 МПа - технология НТС с дросселем, эжектором или ТДА в последовательности подключения К-Д. Температурный уровень сепарации минус 30 °С. Параметры процесса абсорбции составляют: давление – 8 МПа при температуре минус 5 °С.

Увеличение степени извлечения C_{3+} , C_3-C_4 и C_{5+} из газа от удельного расхода абсорбента приведены на рисунке 51 (давление НТС 6 МПа) и рисунке 52 (давление НТС 4 МПа).

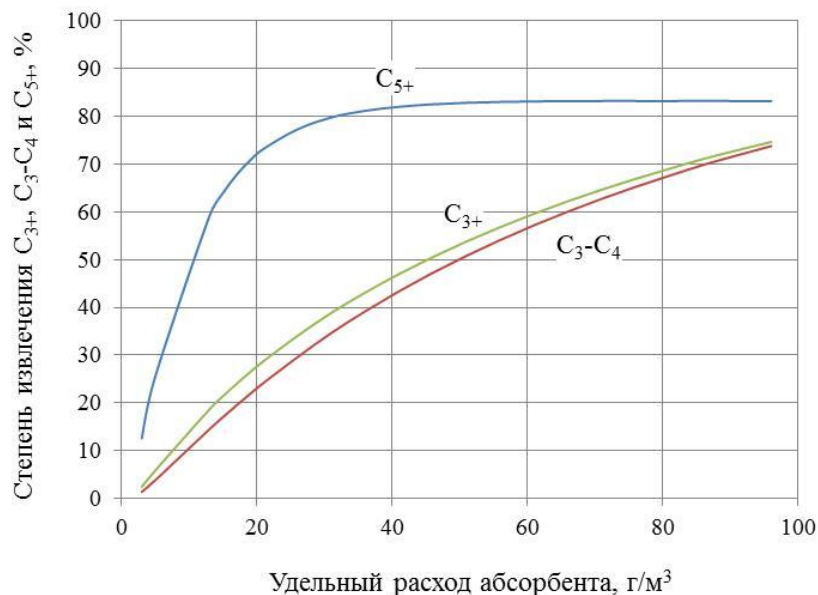


Рисунок 51 – Зависимость степени извлечения C_{5+} , C_{3+} и C_3-C_4 в газе на выходе из низкотемпературного сепаратора от удельного расхода абсорбента (фракция 120...170 °С) при давлении абсорбции 8 МПа и давлении в низкотемпературном сепараторе – 6 МПа.

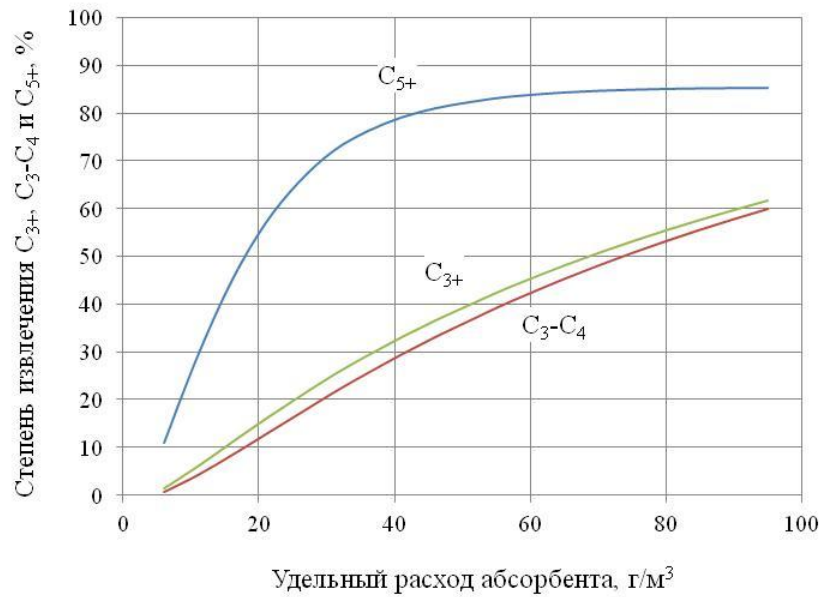


Рисунок 52 – Зависимость степени извлечения C_{5+} , C_{3+} и C_{3-C_4} в газе на выходе из низкотемпературного сепаратора от удельного расхода абсорбента (фракция 120...170 °С) при давлении абсорбции 8 МПа и давлении в низкотемпературном сепараторе – 4 МПа.

Из рисунков 51 и 52 видно, что оптимальное значение удельного расхода абсорбента составляет около 60 г/м³, при этом степень извлечения C_{5+} – до 85 мас.%, а C_{3-C_4} ~ 55 мас.%. Дальнейшее увеличение удельного расхода абсорбента (больше 80 г/м³) не позволяет существенно увеличить извлечение C_{5+} при этом заметное влияние начинают оказывать тепловые эффекты процесса абсорбции, заключающиеся в повышении температуры газа на выходе из абсорбера. Проведение процесса абсорбции в области промежуточной ступени сепарации при давлении 8 МПа и температуре минус 20 °С с дальнейшей низкотемпературной сепарацией при давлении 6 МПа и температуре минус 30 °С позволяет снизить содержание C_{5+} в подготовленном газе до 0,7 г/м³ и C_{3-C_4} – до 35 г/м³. В технологической схеме НТС с ТДА давление низкотемпературной сепарации составит 4 МПа, а параметры процесса абсорбции: давление 8 МПа, при температуре минус 5...минус 10 °С.

После определения основных термобарических параметров работы установки рассмотрим влияние капельного уноса жидкости из низкотемпературного сепаратора при величине уноса абсорбента из абсорбера, равной 300 мг/м^3 . Результаты расчётов приведены на рисунке 53.

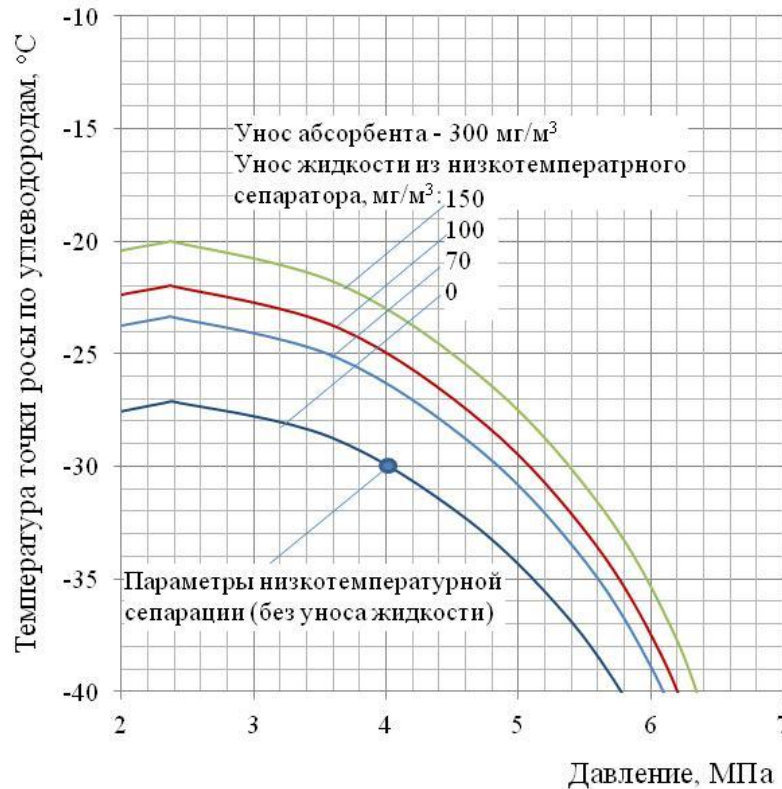


Рисунок 53 – Зависимость $TTR_{УВ}$ подготовленного газа при величине уноса в концевой ступени подготовки газа 0, 70, 100 и 150 мг/м^3

Из рисунка 53 следует, что проведение процесса абсорбции в области промежуточной ступени сепарации с последующей низкотемпературной подготовкой позволяет снизить $TTR_{УВ}$ на $5 \text{ }^\circ\text{C}$ относительно разработанной ранее усовершенствованной технологии ПНТА. Требование к $TTR_{УВ}$ для умеренной макроклиматической зоны (минус $2 \text{ }^\circ\text{C}$) при уносе жидкости в сепараторе НТС 150 мг/м^3 обеспечивается во всём интервале давления с запасом 18 градусов. Для холодной зоны (минус $10 \text{ }^\circ\text{C}$) требование к $TTR_{УВ}$ обеспечивается с запасом – десять градусов. Полученные значения ниже, чем для разработанной ранее

технологии ПНТА на примере УКПГ-1В с применением селективного абсорбента в области низкотемпературной ступени сепарации.

Разработанная технология абсорбционной подготовки газа в области промежуточной ступени сепарации с применением специально подготовленного абсорбента позволяет снизить потребление метанола. Это происходит в результате:

- отсутствия подачи метанола в регенерированный абсорбент;
- снижения концентрации метанола в ВМР разделителя Р-2 и, следовательно, растворимости метанола в НК разделителя Р-2;
- извлечения паров метанола из обрабатываемого газа.

Проведенные расчеты показывают, что удельный расход метанола составит $1,50 \text{ г/м}^3$ (в газе сепарации – $0,35 \text{ г/м}^3$, в товарном НК – $0,83 \text{ г/м}^3$ и сбросной воде – $0,32 \text{ г/м}^3$). Таким образом, снижение удельного расхода метанола относительно действующей технологии ПНТА составит $\sim 0,1 \text{ г/м}^3$.

Таким образом, разработана усовершенствованная промышленная технология абсорбционной подготовки конденсатсодержащего газа с дополнительным извлечением НК и обеспечением требований к качеству по ТТР_{ув}. Особенность технологии заключается в проведении процесса абсорбции абсорбентом (фракцией 120...170 °С). Разработанная технология может быть применена для месторождений с содержанием в конденсатсодержащем газе C_{5+} не менее 45 г/м^3 .

4.5 Экономическая оценка вариантов модернизации УКПГ-1В Ямбургского НГКМ

В разделе 4.4 были разработаны два варианта совершенствования проектной технологической схемы ПНТА:

1. Схема ПНТА с подготовкой абсорбента ($T_{\text{абсорбции}} - \text{минус } 30 \text{ }^\circ\text{C}$);
2. Схема ПНТА с подготовкой абсорбента ($T_{\text{абсорбции}} - \text{минус } 17 \text{ }^\circ\text{C}$);

Ниже выполнена экономическая оценка модернизации действующего УКПГ-1В по разработанным вариантам технологических схем. Дополнительно проведено сравнение с технологией НТС с ТДА и установкой дополнительного извлечения конденсата. Предусмотрено строительство одной для всего промысла установки дополнительного извлечения НК. Экономический эффект от реализации каждого варианта обусловлен дополнительным выходом газового конденсата по сравнению с проектной технологической схемой ПНТА и снижением эксплуатационных затрат на антигидратный реагент – метанол, вследствие сокращения его потерь.

Предполагается, что экономический эффект начнёт проявляться после внедрения вариантов – условно, начиная с 2020 года. Расчётный период – 10 лет.

Оценка эффекта выполнена сравнения вариантов «с проектом» (варианты усовершенствования системы) и «без проекта» (проектная технология). Вариант «с проектом» предусматривает строительство двух установок подготовки и регенерации абсорбента при проведении процесса абсорбции в области низкотемпературной ступени сепарации. Для технологии с проведением процесса абсорбции в области промежуточной ступени сепарации – четыре установки подготовки и регенерации абсорбента.

Исходные данные необходимые для расчёта экономической эффективности приведены в таблице 10. Допущения, принятые для расчёта затрат на строительно-монтажные работы, проектно-изыскательные работы и пуско-наладочные работы приняты по аналогии с разделом 3.6 (стр. 96). Итоговая сравнительная технико-экономическая оценка по их реализации представлена в таблице 24.

Таблица 24 – Сравнительная технико-экономическая оценка по реализации вариантов усовершенствования технологии ПНТА (за 10 лет эксплуатации)

№ п/п	Показатели	Варианты			
		Абсорбционная технология ПНТА			НТС с ТДА и УДИК
		Технология (УКПГ-1В)	С применением селективного абсорбента		
			(Т абс. = минус 30 °С)	(Т абс. = минус 17 °С)	
1	Капитальные затраты, всего, тыс. руб	–	2120000	2170000	1000000
2	Налог на имущество, тыс. руб	–	436550	446846	205920
3	Добыча тов. газа сепарации, млрд м ³	104,98	103,95	103,9	104,2
4	Снижение добычи тов. газа, млрд м ³	–	1,0	1,0	0,8
5	Снижение выручки от реализации недополученного газа, тыс. руб	–	2594633	2594633	2002644
6	Добыча конденсата, г/м ³ тыс. т	146,9	168,48	168,57	162,66
		15422,9	17514,5	17514,5	16946,9
7	Доп. добыча конденсата, тыс. т	–	2091,6	2091,6	1524,0
8	Выручка от реализации доп. добытого конденсата, тыс. руб	–	11460867	11460867	8350905
9	Расход метанола, г/м ³	1,6	1,35	1,5	0,9
10	Снижение расхода метанола, г/м ³ тыс. т	–	0,25	0,1	0,7
		–	26,0	10,4	73,0
11	Экономия затрат на метанол, тыс. руб	–	525850	525850	527035
12	Изменение эксплуат. затрат, тыс. руб	–	3879340	3983236	1550884
13	Изменение выручки от реализации продукции, тыс. руб	–	8866234	8866234	6348261
14	Валовая прибыль, тыс. руб	–	4986894	4882998	4797376
15	Налог на прибыль, тыс. руб	–	997378,9	976600	959475
16	Чистая прибыль, тыс. руб	–	3989515	3906398	3837901
17	Чистый поток денежных средств, тыс. руб	–	3979015	3895898	3827401
18	Интегральный эффект (ЧДД), тыс. руб	–	729851	656511	1299830
19	Внутрен. норма доходности (ВНД), %	–	14,8	14,2	25,8
20	Дисконтир. срок окупаемости, лет	–	7	8	5

Оценка экономических показателей вариантов модернизации системы подготовки газа и конденсата показала, что более высокими показателями эффективности характеризуется вариант технологической схемы НТС с ТДА и УДИК. Данные технологии обладают наименьшим сроком окупаемости проекта (5 лет) и максимальным показателем ВНД – 25,8%. Технологические схемы ПНТА хоть и характеризуются более глубоким извлечением НК, однако

капитальные вложения, затраченные на модернизацию УКПГ, в некоторой степени снижают экономические показатели эффективности этих проектов.

4.6 Выводы по главе

1. Показано, что недостаточно высокая степень извлечения C_{3+} в традиционной технологии ПНТА обусловлена использованием в качестве абсорбента нестабильного конденсата с первой ступени сепарации. Увеличение степени извлечения может быть достигнуто при использовании селективного абсорбента.

2. Разработаны новые технологии низкотемпературной абсорбции для углубленного извлечения C_{3+} с использованием селективного абсорбента (фракция 120...170 °С). В предлагаемые технологические схемы дополнительно включена установка подготовки и регенерации абсорбента с подпиткой НК первой ступени сепарации. Эти технологии обеспечивают требования к $TTR_{УВ}$ для холодной и умеренной макроклиматической зоны.

3. Разработанные технологии низкотемпературной абсорбции могут быть рекомендованы к применению на действующих и новых газоконденсатных месторождениях с содержанием C_{5+} в пластовом газе более 45 г/м³.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

По результатам выполненных исследований могут быть сделаны следующие основные выводы.

1. Проведён анализ промысловых технологий подготовки природных газов с большим конденсатным фактором и определены перспективные направления их совершенствования для увеличения степени извлечения пропан-бутанов и углеводородов C_{5+} .

2. Предложена корреляция содержания углеводородов C_{5+} в газе сепарации с содержанием пропан-бутанов в обрабатываемом газе. Корреляция позволяет определять содержание C_{5+} в газе сепарации в зависимости от состава пластового газа и может использоваться на стадии предварительных расчётов материальных балансов УКПГ.

3. Уточнена методика расчётного определения точки росы по углеводородам подготовленного товарного газа в зависимости от капельного уноса НК из низкотемпературного сепаратора. Методика позволяет согласовать расчетную и измеряемую гигрометрами конденсационного типа точки росы по углеводородам.

4. Оптимизирован состав абсорбента (фракция 120...170 °С) в технологии ПНТА на температурном уровне минус 30 °С для увеличения извлечения C_{3+} .

5. Разработана низкотемпературная установка подготовки газов конечной ступени дегазации конденсата, позволяющая существенно снизить температурный уровень НТС и тем самым увеличить выход товарного НК.

6. Применительно к действующей УКПГ-31 Уренгойского месторождения (ачимовская залежь, участок 1А) разработана и рекомендована к внедрению технология НТС с эжектором на температурном уровне сепарации минус 33...минус 35 °С и дополнительным извлечением углеводородов C_{3+} из газов конечной ступени дегазации нестабильного конденсата.

7. Предложены перспективные технологии НТС для промышленной подготовки газов (конденсатсодержащие газы ачимовских отложений) на пониженном температурном уровне сепарации: дроссельная технология – до минус 40 °С и турбодетандерная – до минус 50 °С. Разработанные технологические решения рекомендуются для практического применения на перспективных объектах подготовки газов ачимовских залежей, включая участки 4А и 5А Уренгойского месторождения.

8. Применительно к действующей УКПГ- 1В Ямбургского месторождения разработаны новые технологии низкотемпературной абсорбции для углубленного извлечения C_{3+} с использованием селективного абсорбента (фракция 120...170 °С). В предлагаемые технологические схемы дополнительно включена установка подготовки и регенерации абсорбента с подпиткой НК первой ступени сепарации.

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

- АВО - Аппарат воздушного охлаждения
- БЕ - Буферная ёмкость
- ВМР - Водно-метанольный раствор
- ГПЗ - Газоперерабатывающий завод
- ДИК - Дополнительное извлечение конденсата
- ДК - Дезтанизированный конденсат
- ДКС - Дожимная компрессорная станция
- ДНП - Давление насыщенных паров
- ЗПКТ - Завод по подготовке конденсата к транспорту
- КФ - Конденсатный фактор
- К*F - Произведение коэффициента теплопередачи и поверхности теплообмена
- НГКМ - Нефтегазоконденсатное месторождение
- НК - Нестабильный конденсат
- НТС - Низкотемпературная сепарация
- НТСР - Низкотемпературная сепарация и ректификация
- НПТР - Надым-Пур-Тазовский регион
- НТА - Низкотемпературная абсорбция
- ПНТА - Промысловая низкотемпературная абсорбция
- ПХУ - Пропановая холодильная установка
- СК - Стабильный конденсат
- ТДА - Турбодетандерный агрегат
- ТТР_В - Точки росы по водной фазе
- ТТР_{УВ} - Точки росы по углеводородной фазе
- УКПГ - Установка комплексной подготовки газа
- УЗГ - Узел замера газа
- УРМ - Установка регенерации метанола

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Государственный доклад о состоянии и использовании минерально-сырьевых ресурсов Российской Федерации в 2016 и 2017 годах: доклад / Министерство природных ресурсов и экологии Российской Федерации. Н.А. Василькова, М.: «Недра», 2018. 372 с.

2. Годовой отчёт ПАО Газпром за 2017 год. Утвержден годовым Общим собранием акционеров ПАО «Газпром» (протокол № 1 составлен 3 июля 2018 г.). [Электронный ресурс] // [сайт]. [2018]. URL: http://www.gazprom.ru/f/posts/85/227737/gazprom_annual_report_2017_rus.pdf (дата обращения: 10.02.2018).

3. Годовой отчёт публичного акционерного общества «Новатэк». Утвержден годовым Общим собранием акционеров ПАО «Новатэк» (протокол № 129 составлен 20 апреля 2018 г.). [Электронный ресурс] // [сайт]. [2018]. URL: http://www.novatek.ru/ru/investors/disclosure/annual_reports/ (дата обращения: 10.02.2018).

4. Годовой отчёт ПАО «Лукойл». [Электронный ресурс] // [сайт]. [2018]. URL: <http://www.lukoil.ru/FileSystem/9/219871.pdf> (дата обращения: 10.02.2018).

5. Годовой отчёт ПАО «Роснефть». [Электронный ресурс] // [сайт]. [2018]. URL: https://www.rosneft.ru/docs/report/2017/download/full-reports/ar_ru_annual-report_spreads.pdf (дата обращения: 10.02.2018).

6. Черепанов А.Г., Филиппов А.Г., Ахмедсафин С.К. Обоснование стратегии освоения ачимовских отложений Уренгойского месторождения // Газовая промышленность. 2016. №1. С. 40-45.

7. Касперович А.Г., Магарил Р.З. Балансовые расчеты при проектировании и планировании переработки углеводородного сырья газоконденсатных и нефтегазоконденсатных месторождений. М.: КДУ, 2008. 412 с.

8. Прокопов А.В., Истомин В.А., Федулов Д.М. Степень извлечения и остаточное содержание углеводородов $C_{5+В}$ в газе сепарации газоконденсатных месторождений // Нефтегазохимия. 2016. № 2. С. 64-70.
9. Голубева И.А., Родина Е.В. Новоуренгойский завод по подготовке конденсата к транспорту (ООО «Газпром переработка») // Переработка и нефтехимия. 2015. №5. С. 19-25.
10. Шевкунов С.Н., Юнусов Р.Р., Истомин В.А. Перспективы развития газоперерабатывающих и газохимических технологий в ОАО «НОВАТЭК» // Газохимия. 2009. №2(6). С. 42-45.
11. Юнусов Р.Р., Грицишин Д.Н., Шевкунов С.Н., Староносков А.Г. Пуровский завод по переработке газового конденсата: перспективы развития // Газовая промышленность. 2008. №3. С. 23-28.
12. СТО Газпром 089-2010. Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия. М.: ООО «Газпром экспо», 2010. 19 с.
13. ГОСТ Р 53763-2009. Газы горючие природные. Определение температуры точки росы по воде. М.: Стандартинформ, 2010. 40 с.
14. ГОСТ Р 53762-2009. Газы горючие природные. Определение температуры точки росы по углеводородам. М.: Стандартинформ, 2010. 16 с.
15. СТО Газпром 5.11-2008. Конденсат газовый нестабильный. Общие технические условия. М.: ОАО «Газпром», 2008. 36 с.
16. Гриценко А.И., Гриценко И.А., Юшкин В.В., Островская Т.Д. Научные основы прогноза фазового поведения пластовых газоконденсатных систем. М.: Недра, 1995. 432 с.
17. Гриценко А.И., Островская Т.Д., Юшкин В.В. Углеводородные конденсаты месторождений природного газа. М.: Недра, 1983. 263 с.
18. Кубанов А.Н., Козлов А.В., Цацулина Т.С., Прокопов А.В. Пути решения задачи подготовки газа неоком-юрских залежей месторождений

полуострова Ямал с получением стабильного конденсата // Наука и техника в газовой промышленности. 2010. №4. С. 54-60.

19. Николаев О.А., Кабанов О.П., Цветков Н.А., Колинченко И.В., Типугин А.А. Обеспечение эффективной эксплуатации валанжинских УКПГ после ввода ДКС и насосной станции подачи конденсата Уренгойского НГКМ // Газовая промышленность. 2013. №4. С. 31-34.

20. Ланчаков Г.А., Кабанов О.П., Ставицкий В.А., Власов С.П., Типугин А.А. Влияние режима эксплуатации УКПГ Ен-Яхинского месторождения на подготовку конденсата // Газовая промышленность. 2007. №7. С. 71-73.

21. Истомин В.А., Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. М.: Недра, 1999. 473 с.

22. Брусиловский А.И. Фазовые превращения при разработке нефти и газа. М.: Грааль, 2002. 575 с.

23. Саввина Я.Д., Великовский А.С. Влияние строения углеводородов на поведение их в бинарных системах с метаном // Изучение газоконденсатных месторождений / под. ред. А.С. Великовского, В.Н. Раабена. М.: Гостоптехиздат, 1962. С. 163-184.

24. Иванов А.К., Великовский А.С., Юшкин В.В. Выбор рационального метода выделения и отделения конденсата в зависимости от пластовых и устьевых условий, состава газа и условий его транспорта // Изучение газоконденсатных месторождений / под. ред. А.С. Великовского, В.Н. Раабена. М.: Гостоптехиздат, 1962. С. 142-153.

25. Баталин О.Ю., Брусиловский А.И., Захаров М.Ю. Фазовые равновесия в системах природных углеводородов. М.: Недра, 1992. 272 с.

26. Burcik E. J. Properties of Petroleum Fluids, Int'l. Human Resources Dev. Corp., Boston, 1979. P. 212.

27. Arnold K., Stewart M. Surface Production Operations / Volume 2: second edition. Gulf Professional Publishing, 1999. P. 574.

28. Прокопов А.В., Кубанов А.Н., Истомин В.А. Современное состояние технологий промышленной подготовки газа газоконденсатных месторождений // Вести газовой науки. М.: Газпром ВНИИГАЗ. 2015. №3 (23). С. 100-108.
29. Кабанов Н.И., Кубанов А.Н., Туревский Е.Н. Промысловые технологии извлечения конденсата: практика и перспективы // Газовая промышленность. 1997. № 4. С. 45-47.
30. Бекиров Т.М., Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата. М.: ООО Недра-Бизнесцентр, 1999. 596 с.
31. Истомин В.А. Низкотемпературные процессы промышленной обработки природных газов. Часть 1. М.: ИРЦ Газпром, 1999. 74 с.
32. Ланчаков Г.А., Кульков А.Н., Зиберт Г.К. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчета оборудования. М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. 279 с.
33. Зиберт Г.К., Седых А.Д., Кащицкий Ю.А., Михайлов Н.В., Демин В.М. Подготовка и переработка углеводородных газов и конденсата. Технологии и оборудование: Справочное пособ. М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2001. 316 с.
34. Балыбердина И.Т. Физические методы переработки и использования газа: Учебник для вузов. М.: Недра, 1988. 248 с.
35. Николаев В.В., Бусыгина Н.В., Бусыгин И.Г. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. М.: ОАО «Издательство «Недра», 1998. 184 с.
36. Campbell J. M. Gas conditioning and processing. Volume.2: The equipment modules, 7th edition. USA: Campbell Petroleum Series, 1992. – 444 p.
37. Mokhatab S., Poe W.A., Mak J.Y. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, third edition. Gulf Professional Publishing. Elsevier, 2015. 597 p.
38. Бекиров Т.М., Мурын В.И., Сулейманов В.А., Сидорина В.П. О взаимосвязке показателей УКПГ и МГ // Газовая промышленность. 1989. № 10. С. 53-55.

39. Kidnay A.J., Parrish W.R. Fundamentals of Natural Gas Processing . CRC Press, 2006. 464 p.
40. Берго Б.Г., Фролов А.В., Фишман Л.Л., Гаджиев Н.Г.Б., Кубанов А.Н. Совершенствование технологии стабилизации газового конденсата // ВНИИЭгазпром, обз.инф., сер.: Подготовка и переработка газа и газового конденсата. 1984. №2. С. 32-46.
41. Истомин В.А., Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. М.: Недра, 1999. 473 с.
42. Истомин В.А. Низкотемпературные процессы промышленной обработки природных газов. Часть 2. М.: ИРЦ Газпром, 1999. 58 с.
43. Бекиров Т.М. Первичная переработка природных газов. М.: Химия, 1987. 256 с.
44. Мишин В.М. Переработка природного газа и конденсата: Учебник для системы непрерывного фирменного профессионального обучения рабочих в обществах и организациях ОАО «Газпром». М.: Издательский центр «Академия», 1999. 448 с.
45. Гвоздев Б.П., Гриценко А.И., Корнилов А.Е. Эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений: Справочное пособие. М.: Недра, 1988. 575 с.
46. Бекиров Т.М., Шаталов. А.Т. Сбор и подготовка к транспорту природных газов. М.: Недра, 1986. 261 с.
47. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. М.: Недра, 1974. 184 с.
48. Басниев К.С. Добыча и транспорт газа и газового конденсата. М.: Недра, 1984. 248 с.
49. Истомин В.А., Лакеев В.П., Бурмистров А.Г. Методические рекомендации по предупреждению гидратообразования на валанжинских УКПГ Уренгойского ГКМ.: Часть 1. Традиционные схемы применения метанола. М.: ВНИИГАЗ, 1990. 82 с.

50. Афанасьев А.И., Афанасьев Ю.М., Бекиров Т.М., Барсук С.Д., Блинов В.В. Технология переработки природного газа и конденсата: Справочник. В 2 ч. М.: Недра-Бизнесцентр, 2002. Ч. 1. 517 с.
51. Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. М.: Недра, 1980. 293 с.
52. Лобков А.М. Сбор и обработка нефти и газа на промысле. М.: Недра, 1968. 285 с.
53. Кубанов А.Н., Туревский Е.Н., Елистратов А.В., Цацулина Т.С. Границы применимости технологии НТС // Природный газ в качестве моторного топлива. Подготовка, переработка и использование газа. М.: ИРЦ Газпром. 1997. № 11. С. 19-26.
54. Кубанов А.Н., Хетагуров В.А., Дедученко Ф.М. Перспективы использования турбохолодильной техники на объектах добычи газа // Газовая промышленность. 2004. №12. С. 65-68.
55. Maddox J. R.N., Bretz K.E. Turbo-expander Applications in Natural Gas Processing // J. Petrol. Tech. 1976. 5. P. 611-613.
56. Воронцов М.А., Федулов Д.М., Грачев А.С., Прокопов А.В., Глазунов В.Ю. Методический подход для расчётного исследования процессов промышленной низкотемпературной сепарации с турбодетандерами // Вести газовой науки «Актуальные проблемы добычи газа». 2016. № 2 (26). С. 105-111.
57. Оленев Н.Ф. Применение энергетических турбодетандерных установок мощностью до 5 кВт в составе технологического оборудования газораспределительных станций // Территория нефтегаз. 2014 г. № 12. С. 46-47.
58. Dr. Breitbatch H., Metz D., Dr. Weiske S., Spinner G. Application and design of the eBooster from BorgWarner [Электронный ресурс] // Knowledge Library | BorgWarner Turbo Systems. URL: [http://www.turbos.bwauto.com/tools/download.aspx?t=document&r=842&d=1052] (дата обращения: 12.03.18)

59. Maddox R.N., Bretz K.E. Turbo-Expander Applications in Natural Gas Processing // Journal of Petroleum Technology. 1976. May.

60. Brune M., Detomb I. Application of Active Magnetic Bearings in Turbocompressors and Turboexpanders of the Gas Industry // Chemical and Petroleum Engineering: vol. 38. 2012. July. P. 459-463.

61. Язык А.В. Турбодетандеры в системах промышленной подготовки природного газа. М.: Недра, 1977. 173 с.

62. Кубанов А.Н., Козлов А.В., Прокопов А.В., Цацулина Т.С. Применение турбохолодильной техники на УКПГ: компрессор-детандер или детандер-компрессор // Наука и техника в газовой промышленности. 2011. №3. С. 55-62.

63. Кубанов А.Н., Воронцов М.А., Федулов Д.М., Глазунов В.Ю. Технологический анализ работы турбохолодильной техники на начальном этапе эксплуатации УКПГ-2 Бованенковского НГКМ // Научно-технический сборник «Вести газовой науки». 2013. №4(15). С. 82-87.

64. Туревский Е.Н., Брагин В.В., Фишман Л.Л., Гаджиев Н.Г.Б., Ланчаков Г.А., Ставицкий В.А., Ефимов Ю.Н. Анализ работы опытной установки промышленной низкотемпературной абсорбции. М.: ИРЦ Газпром, 1995. 39 с.

65. Берлин М.А., Гореченков В.Г., Капралов В.П. Квалифицированная первичная переработка нефтяных и природных углеводородных газов. Краснодар: Советская Кубань, 2012. 520 с.

66. Кубанов А.Н. Интенсификация промышленной низкотемпературной обработки природных газов на северных месторождениях: дис.... канд. тех. наук. М.:1998. 111 с.

67. Пат. 2476789 С1 Российская Федерация. № 2011135373/06, 24.08.2011. МПК F25J3/00 (2006.01). опубл. 27.02.2013. Бюл. № 6. 16 с.

68. Пат. 2124682 С1 Российская Федерация. № 95118670/06, 02.11.1995. опубл. 10.01.1999. 7 с.

69. Юшина В.С., Туревский Е.Н., Грипас Л.В., Цацулина Т.С., Константинопольская Е.В. Современное состояние технологии выделения лёгких углеводов. М.: ИРЦ Газпром, 1994. 87 с.

70 Шевкунов С.Н. Адсорбционная осушка и низкотемпературная ректификация в процессах промышленной подготовки природного газа. // Экспозиция Нефть Газ. 2016. №7 (53). С. 46-49.

71.Белоконь Н.И. Основные принципы термодинамики. Издательство «Недра», 1968. 111 с.

72. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. Москва: Энергия, 1977. 344 с.

73. Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. Расчёты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1979. 568 с.

74. Прокопов А.В., Истомин В.А., Федулов Д.М., Дедов А.Г. Повышение эффективности низкотемпературного абсорбционного извлечения углеводов C_{5+} из газа газоконденсатных месторождений // Химическая технология. 2017. №7. С. 308-314.

75. 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. 79-81.

76. Донских Б.Д., Истомин В.А., Крашенников С.В., Русанова Г.Н. Перспективные методы определения капельного уноса углеводов с установок низкотемпературной сепарации природного газа // Вести газовой науки. 2012. № 3 (11). С. 265-281.

77. Р Газпром 2-3.3-727-2013. Замер уноса капельной жидкости и механических примесей. М.: ООО «Газпром экспо», 2012. 43 с.

78. Dustman T., Drenker J., Bergman D.F., Bullin J.A. An Analysis and Prediction of Hydrocarbon Dew Points and Liquids in Gas Transmission Lines // Proceedings of the Eighty-Fifth GPA Annual Convention. Dallas, Texas, USA, March.

79. Истомин В.А. Проблема обеспечения показателей качества природного газа и равновесия углеводородных систем с водными фазами. М.: ИРЦ Газпром, 1999. 68 с.

80. Истомин В.А., Колинченко И.В., Дервягин А.М., Селезнев С.В. Метод точки росы для оценки капельного уноса углеводородов в процессе подготовки газа валанжинских залежей // Наука и техника в газовой промышленности. 2006. № 4. С. 37-41.

81. Великовский А.С., Степанова Г.С., Худяков О.Ф. Об условиях попадания конденсата в магистральные газопроводы // Изучение газоконденсатных месторождений. М.: Гостоптехиздат. 1962. С. 154-162.

82. Туревский Е.Н. Критерий качества подготовки газа к транспорту // Газовая промышленность. 1993. № 2. С. 24-27.

83. Маслов В.Н., Рогалёв М.С., Саранчин Н.В. Анализ существующего положения в измерении капельного уноса жидкости из технологического оборудования и рекомендации по его совершенствованию: сб. науч тр. / ООО «ТюменНИИгипрогаз». Тюмень, 2013. С. 203-212.

84. Brown A.S. Milton M. J. T., Vargha G. M., Mounce R. Measurement of the Hydrocarbon Dew Point of Real and Synthetic Natural Gas Mixtures by Direct and Indirect Methods // Energy & Fuels. 2009. № 23. P. 1640-1650.

85. Маслов В.М. Концепции анализа и совершенствования техники и технологии промысловой подготовки и транспорта газа. Ташкент: ФАН, 1997. 657 с.

86. Кубанов А.Н., Федулов Д.М., Сокерин А.В., Прокопов А.В., Грачев А.С. Новый методический подход к расчётному определению температуры

точки росы газа сепарации по углеводородам // Наука и техника в газовой промышленности. 2017. № 2. С. 63-71.

87. Гриценко А.И. Сулейманов Р.С., Истомин В.А. Системы сбора и промысловой обработки природных газов в северных условиях: основные особенности их проектирования и эксплуатации // Актуальные проблемы освоения газовых и газоконденсатных месторождений Крайнего Севера. М.: ВНИИГАЗ, 1995. С. 3-41.

88. Бекиров Т.М., Губяк В.Е., Сулейманов В.А. Комплексный подход к сбору, подготовке и транспортированию газа в районах Крайнего Севера. М.: ВНИИЭгазпром, 1991. 61 с.

89. Кабанов О.П., Ставицкий В.А., Истомин В.А., Толстов В.А. Внедрение энерго- и ресурсосберегающей технологии десорбции и рециркуляции метанола при освоении ачимовских залежей Уренгойского НГКМ // Газовая промышленность. 2013. № 4. С. 27-30.

90. Кулиев А.М., Алекперов Г.З., Тагиев В.Г. Технология и моделирование процессов подготовки природного газа. М.: Недра, 1978. 232 с.

91. Беньяминович О.А., Табунщикова О.К., Великовский А.С. Методика расчёта процесса низкотемпературной сепарации природного газа // Изучение газоконденсатных месторождений / под. ред. А.С. Великовского, В.Н. Раабена. – М.: Гостоптехиздат, 1962. С. 115-124.

92. Истомин В.А. Термодинамика природного газа. М.: ВНИИГАЗ, 1999, 105 с.

93. Корякин А.Ю., Игнатов И.В., Неудахин А.Ю., Жариков М.Г., Скрылев С.А., Нестеренко А.Н., Тюрин В.П. Освоение участков ачимовских отложений ООО «Газпром добыча Уренгой» // Научный журнал российского газового общества. 2017. № 3. С. 21-28.

94. Корякин А.Ю., Неудахин А.Ю., Мухетдинов Р.А., Типугин А.А., Кагарманов А.И. Совершенствование технологии ингибирования установки

низкотемпературной сепарации ачимовских залежей // Технология нефти и газа. 2017. №6. С. 10-13.

95. Николаев О.А., Букин А.В. Опыт эксплуатации основного технологического оборудования по подготовке к транспорту газа ачимовских горизонтов на УКПГ-22 ООО «Газпром Добыча Уренгой»: сб. науч. тр. ООО «Газпром Добыча Уренгой». М.: «Издательский дом Недра», 2013. С. 83-90.

96. Бекиров Т.М., Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата. М.: ООО Недра-Бизнесцентр, 1999. 596 с.

97. Савченко Е.И., Дудко А.Н., Замалиева Д.М., Забоева М.И. Борьба с парафиноотложением при разработке ачимовских залежей Уренгойского месторождения / научный форум. Сибирь. Том 2, 2016. №4. С. 51-52

98. Корякин А.Ю., Игнатов И.В., Неудахин А.Ю. Освоение участков ачимовских отложений ООО «Газпром добыча Уренгой» // Научный журнал российского газового общества. 2017. №3. С. 21-28.

99. Корякин А.Ю., Неудахин А.Ю., Мухетдинов Р.А. Совершенствование технологии ингибирования установки низкотемпературной сепарации ачимовских залежей // Технологии нефти и газа. 2017. №6. С. 10-13.

100. Дурмишьян А.Г. Газоконденсатные месторождения. М.: Недра, 1979. 335 с.

101. Прокопов А.В., Кубанов А.Н., Истомин В.А., Снежко Д.Н., Чепурнов А.Н., Акопян А.К. Специфика промысловой подготовки газов ачимовских залежей // Вести газовой науки. 2018. №1. С. 226-234.

102. Кубанов А.Н., Туревский Е.Н., Шевелев С.А. Опыт эксплуатации технологии ПНГА и перспективы внедрения новых способов извлечения жидких углеводородов // Оценка эффективности научно-технических решений, реализованных на нефтегазодобывающих объектах ОАО «Газпром». 1999. С. 134-143.

103. Прокопов А.В., Истомин В.А. Абсорбционные технологии промышленной подготовки газоконденсатных газов // Вести газовой науки. 2016. №2. С. 165-173.

104. Разработка комплекса технологических решений по эффективной эксплуатации УКПГ-1В на компрессорной стадии разработки валанжинской залежи Ямбургского месторождения: Отчёт о научно-исследовательской работе по договору № 122.91.12. Этап 3. / ООО «ВНИИГАЗ». Москва. 2007. 73 с.

105. Прокопов А.В., Истомин В.А., Федулов Д.М. Выделение углеводородов C_{3+V} из газоконденсатной смеси при промышленной подготовке пластового флюида // Вести газовой науки. 2016. №4. С. 204-208.

106. Рябов В.Д. Химия нефти и газа. М.: ИД «Форум», 2009. 336 с.

107. Хорошко С.И. Нефти северных регионов: Справочник. Новополоцк, 2014. 126 с.

108. Прокопов А.В., Истомин В.А., Федулов Д.М. Разработка новой технологии низкотемпературной абсорбции для подготовки природного газа газоконденсатных месторождений // Химическая промышленность сегодня. 2017. №6. С 37-46.

109. Пат. 2202590 С1 РФ, С10G 7/00 В01D 3/00. Способ разделения газового конденсата / Г.В. Тараканов, Н.В. Попадин, Е.М. Прохоров, Ю.И. Вьючный, А.Ф. Нурахмедова, А.В. Мельниченко (Россия). - № 2001122684/12; Заявлено 10.08.2001; Оpubл. 20.04.2003. Бюл. №11. 6 с.

110. Пат. 2477301 С1 РФ, С10G 7/02 В01D 3/14. Способ переработки нестабильного газового конденсата и установка для его осуществления / И.В. Чернухин, О.Е. Обухов, Е.П. Афанасьев, П.А. Солодов, Р.Н. Гайсин (Россия). - № 2011150056/04; Заявлено 08.12.2011; Оpubл. 10.03.2013. Бюл. №7. 11 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1. Экономическая оценка вариантов модернизации УКПГ-31 Уренгойского месторождения

Проведено экономическое сравнение действующей технологии НТС с эжектором и перспективных вариантов технологической схем:

1. НТС с эжектором и УДИК ($T_{\text{НТС}} - \text{минус } 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$).
2. НТС с дросселем и УДИК ($T_{\text{НТС}} - \text{минус } 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$).
3. НТС с ТДА и УДИК ($T_{\text{НТС}} - \text{минус } 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$).
4. НТСР ($T_{\text{НТС}} - \text{минус } 55 \text{ }^{\circ}\text{C}$).

Принятые допущения при экономической оценке вариантов модернизации: затраты на строительные-монтажные работы – 60% от капитальных вложений на оборудование и материалы. Проектно-изыскательные работы – 10% от затрат на оборудование и материалы и строймонтаж. Пуско-наладочные работы 7% от затрат на оборудование и материалы и строймонтаж. Цена газа и конденсата составляют 2 527,2 руб/тыс.м³ и 5 479,6 руб/т соответственно. Исходные данные для расчёта экономической эффективности приведены в таблице П1-1.

Таблица П1-1

№ п/п	Наименование показателя	Значение показателя		Примечание
		Базовый вариант «без проекта»	Варианты «с проектом»	
1	Затраты на НИР (без НДС), тыс. руб	–	10 500,0	Ориентировочная стоимость договора на выполнении НИР
2	Налог на имущество, %	2,2		Налоговый кодекс РФ (ч. II) от 05.08.2000 г. № 117 ФЗ (принят ГД ФС РФ 19.07.2000 г.)
3	Налог на прибыль, %	20,0		
4	Норма дисконта, %	10,0		Методические указания по определению коммерческой эффективности
5	Норма амортизационных отчислений, %	10,0		Единые нормы амортизационных отчислений

Основными характеристиками экономической эффективности проекта являются:

1. **ЧДД** характеризует превышение денежных поступлений над затратами, это сверхдоход, получаемый по сравнению с вложением денег. Проект эффективен, если $ЧДД > 0$. При сравнении альтернативных проектов предпочтение отдаётся проекту с большим значением ЧДД.

2. **ВНД** сравнивают с нормой дисконта E (10% в наших расчётах). Если $ВНД > E$, то проект эффективный. Чем больше разница между ВНД и E , тем устойчивей, надёжней проект и с большими рисками он справится. При сравнении альтернативных проектов предпочтение отдаётся проекту с большим значением ВНД.

3. **Срок окупаемости** – срок возмещения затрат, т.е. за какой период времени проект возместит свои затраты. Это продолжительность периода, после которого денежный поток из отрицательного становится положительным и остаётся в дальнейшем таким. Как правило, рассчитывают дисконтированный срок окупаемости. При сравнении альтернативных проектов предпочтение отдаётся проекту с меньшим сроком окупаемости.

Расчёт показателей эффективности варианта по схеме НТС с эжектором, УДИК и ПХУ приведён в таблице П1-2. Расчёт показателей эффективности варианта по схеме НТС с дросселем, УДИК и ПХУ приведён в таблице П1-3. Расчёт показателей эффективности варианта по схеме НТС с ТДА, УДИК и ПХУ приведён в таблице П1-4. Расчёт показателей эффективности варианта по схеме НТСР с ТДА приведён в таблице П1-5.

Таблица П1-2

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500,0														10500,0
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		67696,0													67696,0
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			253860,0												253860,0
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			47387,2												47387,2
	Всего	тыс. руб		67696,0	301247,2												368943,2
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			423100,0												423100,0
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2	792043,2
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	79204,3	792043,2
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				79204,3	158408,6	237613,0	316817,3	396021,6	475225,9	554430,2	633634,6	712838,9	792043,2		
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				712838,9	633634,6	554430,2	475225,9	396021,6	316817,3	237613,0	158408,6	79204,3	0,0		
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				752441,0	673236,7	594032,4	514828,1	435623,8	356419,4	277215,1	198010,8	118806,5	39602,2	0,0	
9	Налог на имущество	тыс. руб				16553,7	14811,2	13068,7	11326,2	9583,7	7841,2	6098,7	4356,2	2613,7	871,2	87124,8	
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				9,39	9,38	9,39	9,40	9,43	9,41	9,42	9,42	9,45	9,43	94,1	
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				9,36	9,34	9,35	9,36	9,40	9,38	9,38	9,38	9,41	9,40	93,8	
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,03	0,03	0,03	0,03	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,4	
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				86381,5	86873,2	87578,4	88252,1	89156,4	89498,3	90050,1	90543,1	91261,6	91504,9	891099,7	
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				3541,2	3378,0	3230,0	3087,2	2956,8	2818,0	2694,9	2581,5	2481,3	2375,1	29143,9	
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				3598,8	3436,3	3289,0	3146,9	3017,4	2879,0	2756,6	2643,7	2544,2	2438,4	29750,3	
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				57,68	58,29	59,03	59,74	60,61	61,07	61,66	62,20	62,88	63,22	606,4	
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				316043,7	319392,7	323468,1	327373,6	332097,8	334640,8	337891,0	340824,6	344549,2	346421,1	3322702,6	
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24		
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				2,25	2,24	2,24	2,25	2,26	2,25	2,25	2,25	2,26	2,26	22,51	
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				37879,92	37798,98	37839,45	37879,92	38041,8	37960,86	37960,86	37960,86	38082,27	38041,8	379608,6	
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб				52831,0	51161,5	49374,7	47592,5	45690,5	44042,6	42277,9	40521,8	38646,7	36984,2	449123,5	
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб				229662,2	232519,5	235889,6	239121,5	242941,5	245142,5	247840,8	250281,5	253287,6	254916,2	2431602,9	
26	Валовая прибыль	тыс. руб				176831,2	181358,0	186514,9	191529,0	197251,0	201099,9	205562,9	209759,6	214640,9	217931,9	1982479,4	
27	Налог на прибыль	тыс. руб				35366,2	36271,6	37303,0	38305,8	39450,2	40220,0	41112,6	41951,9	42928,2	43586,4	396495,9	
28	Чистая прибыль	тыс. руб				141465,0	145086,4	149211,9	153223,2	157800,8	160879,9	164450,3	167807,7	171712,7	174345,6	1585983,6	
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-67696,0	-724347,2	220669,3	224290,7	228416,3	232427,6	237005,1	240084,2	243654,6	247012,0	250917,1	253549,9	1575483,6	
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-78196,0	-802543,2	-581873,9	-357583,2	-129166,9	103260,6	340265,7	580350,0	824004,6	1071016,6	1321933,7	1575483,6		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0		
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-61541,8	-598634,0	165792,1	153193,6	141828,5	131199,3	121621,1	112001,1	103333,4	95233,8	87944,9	80788,8	522260,7	
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-72041,8	-670675,9	-504883,8	-351690,2	-209861,7	-78662,4	42958,7	154959,8	258293,1	353527,0	441471,9	522260,7		

Таблица П1-3

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500,0														10500,0
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		78896,0													78896,0
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			295860,0												295860,0
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			55227,2												55227,2
	Всего	тыс. руб		78896,0	351087,2												429983,2
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			493100,0												493100,0
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2	923083,2
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	92308,3	923083,2
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				92308,3	184616,6	276925,0	369233,3	461541,6	553849,9	646158,2	738466,6	830774,9	923083,2		
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				830774,9	738466,6	646158,2	553849,9	461541,6	369233,3	276925,0	184616,6	92308,3	0,0		
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				876929,0	784620,7	692312,4	600004,1	507695,8	415387,4	323079,1	230770,8	138462,5	46154,2	0,0	
9	Налог на имущество	тыс. руб				19292,4	17261,7	15230,9	13200,1	11169,3	9138,5	7107,7	5077,0	3046,2	1015,4		101539,2
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				9,39	9,38	9,39	9,40	9,43	9,41	9,42	9,42	9,45	9,43		94,1
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				9,29	9,27	9,28	9,29	9,33	9,30	9,31	9,31	9,34	9,32		93,1
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,10	0,10	0,10	0,10	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11		1,1
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				259144,4	260619,7	262735,3	264756,3	267469,1	268494,9	270150,4	271629,4	273784,8	274514,8		2673299,0
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				3541,2	3378,0	3230,0	3087,2	2956,8	2818,0	2694,9	2581,5	2481,3	2375,1		29143,9
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				3714,2	3552,8	3407,1	3266,4	3138,6	3001,2	2879,9	2768,1	2669,9	2564,8		30963,1
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				173,03	174,86	177,09	179,23	181,82	183,21	184,99	186,60	188,64	189,66		1819,1
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6		5479,6
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				948131,1	958178,2	970404,2	982120,8	996293,5	1003922,3	1013672,9	1022473,8	1033647,6	1039263,4		9968107,7
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19		0,19
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				1,77	1,76	1,76	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77		17,69
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5		16862,5
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				29764,0	29699,92	29731,96	29764	29892,15	29796,04	29828,08	29828,08	29924,19	29860,12		298280,8
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб			0,0	68987,3	67031,3	64958,7	62890,7	60703,7	58768,7	56717,8	54675,2	52514,4	50564,5		597812,3
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб			0,0	688986,7	697558,5	707668,9	717364,5	728824,4	735427,4	743522,5	750844,4	759862,8	764748,5		7294808,7
26	Валовая прибыль	тыс. руб			0,0	619999,4	630527,2	642710,1	654473,8	668120,7	676658,7	686804,7	696169,2	707348,4	714184,0		6696996,4
27	Налог на прибыль	тыс. руб			0,0	123999,9	126105,4	128542,0	130894,8	133624,1	135331,7	137360,9	139233,8	141469,7	142836,8		1339399,3
28	Чистая прибыль	тыс. руб			0,0	495999,5	504421,8	514168,1	523579,1	534496,6	541326,9	549443,8	556935,4	565878,8	571347,2		5357597,1
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-78896,0	-844187,2	588307,8	596730,1	606476,4	615887,4	626804,9	633635,3	641752,1	649243,7	658187,1	663655,5		5347097,1
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-89396,0	-933583,2	-345275,4	251454,7	857931,2	1473818,6	2100623,5	2734258,7	3376010,8	4025254,5	4683441,6	5347097,1		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0		
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-71723,6	-697675,4	442004,4	407574,7	376574,2	347652,4	321650,0	295595,5	272165,5	250311,5	230690,6	211461,1		2375780,9
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-82223,6	-779899,0	-337894,6	69680,1	446254,2	793906,6	1115556,6	1411152,1	1683317,7	1933629,2	2164319,8	2375780,9		

Таблица П1-4

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500,0														10500,0
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		264496,0													264496,0
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			991860,0												991860,0
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			185147,2												185147,2
	Всего	тыс. руб		264496,0	1177007,2												1441503,2
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			1653100,0												1653100,0
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2	3094603,2
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	309460,3	3094603,2
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				309460,3	618920,6	928381,0	1237841,3	1547301,6	1856761,9	2166222,2	2475682,6	2785142,9	3094603,2		
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				2785142,9	2475682,6	2166222,2	1856761,9	1547301,6	1237841,3	928381,0	618920,6	309460,3	0,0		
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				2939873,0	2630412,7	2320952,4	2011492,1	1702031,8	1392571,4	1083111,1	773650,8	464190,5	154730,2	0,0	
9	Налог на имущество	тыс. руб				64677,2	57869,1	51061,0	44252,8	37444,7	30636,6	23828,4	17020,3	10212,2	3404,1		340406,4
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				9,39	9,38	9,39	9,40	9,43	9,41	9,42	9,42	9,45	9,43		94,1
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				9,17	9,15	9,16	9,17	9,20	9,18	9,18	9,18	9,21	9,19		91,8
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,22	0,23	0,23	0,23	0,23	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24		2,3
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2		
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				566676,0	571423,6	577517,8	583351,6	590673,7	594185,1	599014,0	603357,4	609146,6	611706,7		5907052,5
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				3541,2	3378,0	3230,0	3087,2	2956,8	2818,0	2694,9	2581,5	2481,3	2375,1		29143,9
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				3909,6	3749,9	3606,3	3467,7	3342,4	3206,2	3086,7	2976,4	2880,2	2776,0		33001,4
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				368,44	371,95	376,31	380,50	385,64	388,27	391,74	394,87	398,93	400,86		3857,5
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6		
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				2018905,4	2038116,4	2062044,0	2084963,2	2113147,8	2127572,6	2146601,1	2163749,7	2185999,1	2196574,6		21137673,8
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15		
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				1,38	1,37	1,37	1,37	1,38	1,38	1,38	1,38	1,38	1,38		13,76
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5		
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				23194,37	23143,78	23169,08	23194,37	23270,25	23219,66	23219,66	23219,66	23295,54	23244,96		232196,6
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб			0,0	332082,2	325354,8	318512,1	311673,6	304717,7	298009,9	291187,4	284372,6	277441,0	270717,2		3014068,4
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб			0,0	1452229,5	1466692,8	1484526,2	1501611,7	1522474,1	1533387,5	1547587,0	1560392,3	1576852,4	1584867,8		15230621,3
26	Валовая прибыль	тыс. руб			0,0	1120147,2	1141338,0	1166014,1	1189938,0	1217756,5	1235377,6	1256399,7	1276019,7	1299411,4	1314150,6		12216552,9
27	Налог на прибыль	тыс. руб			0,0	224029,4	228267,6	233202,8	237987,6	243551,3	247075,5	251279,9	255203,9	259882,3	262830,1		2443310,6
28	Чистая прибыль	тыс. руб			0,0	896117,8	913070,4	932811,3	951950,4	974205,2	988302,1	1005119,7	1020815,8	1039529,1	1051320,5		9773242,3
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-264496,0	-2830107,2	1205578,1	1222530,8	1242271,6	1261410,8	1283665,5	1297762,4	1314580,0	1330276,1	1348989,4	1360780,8		9762742,3
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-274996,0	-3105103,2	-1899525,1	-676994,3	565277,2	1826688,0	3110353,5	4408115,9	5722695,9	7052972,0	8401961,5	9762742,3		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0			
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-240450,9	-2338931,6	905768,7	835005,0	771352,9	712033,5	658723,4	605415,7	557510,3	512879,0	472812,6	433586,7		3875205,2
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-250950,9	-2589882,5	-1684113,8	-849108,8	-77755,9	634277,5	1293000,9	1898416,7	2455926,9	2968805,9	3441618,5	3875205,2		

Таблица П1-5

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500,0														10500,0
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		360496,0													360496,0
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			1351860,0												1351860,0
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			252347,2												252347,2
	Всего	тыс. руб		360496,0	1604207,2												1964703,2
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			2253100,0												2253100,0
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2	4217803,2
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	421780,3	4217803,2
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				421780,3	843560,6	1265341,0	1687121,3	2108901,6	2530681,9	2952462,2	3374242,6	3796022,9	4217803,2		
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				3796022,9	3374242,6	2952462,2	2530681,9	2108901,6	1687121,3	1265341,0	843560,6	421780,3	0,0		
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				4006913,0	3585132,7	3163352,4	2741572,1	2319791,8	1898011,4	1476231,1	1054450,8	632670,5	210890,2		0,0
9	Налог на имущество	тыс. руб				88152,1	78872,9	69593,8	60314,6	51035,4	41756,3	32477,1	23197,9	13918,8	4639,6		463958,4
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				9,39	9,38	9,39	9,40	9,43	9,41	9,42	9,42	9,45	9,43		94,1
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				9,17	9,15	9,16	9,16	9,19	9,17	9,18	9,18	9,20	9,19		91,7
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,23	0,23	0,23	0,23	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,25		2,4
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				574689,7	579399,4	585478,5	591297,1	598626,8	602100,4	606914,1	611242,3	617039,1	619568,9	5986356,3	
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				3541,2	3378,0	3230,0	3087,2	2956,8	2818,0	2694,9	2581,5	2481,3	2375,1		29143,9
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				3919,5	3759,8	3616,2	3477,5	3352,3	3216,1	3096,5	2986,1	2890,0	2785,8		33099,8
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				378,38	381,84	386,19	390,35	395,50	398,09	401,54	404,65	408,72	410,62		3955,9
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6		
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				2073376,7	2092330,0	2116154,5	2138970,7	2167206,8	2181374,0	2200299,4	2217345,0	2239645,8	2250015,2		21676718,3
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14		
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				1,28	1,28	1,28	1,28	1,29	1,28	1,29	1,29	1,29	1,29		12,84
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5		
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				21648,08	21600,86	21624,47	21624,47	21695,29	21648,08	21671,69	21671,69	21718,9	21695,29		216598,8
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб			0,0	467891,7	458693,1	449379,4	440069,8	430642,8	421463,9	412170,4	402884,5	393481,9	384287,0		4260964,4
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб			0,0	1498687,0	1512930,6	1530676,1	1547673,6	1568580,1	1579273,6	1593385,3	1606102,6	1622606,7	1630446,3		15690361,9
26	Валовая прибыль	тыс. руб			0,0	1030795,3	1054237,5	1081296,7	1107603,8	1137937,2	1157809,7	1181214,9	1203218,1	1229124,8	1246159,3		11429397,5
27	Налог на прибыль	тыс. руб			0,0	206159,1	210847,5	216259,3	221520,8	227587,4	231561,9	236243,0	240643,6	245825,0	249231,9		2285879,5
28	Чистая прибыль	тыс. руб			0,0	824636,3	843390,0	865037,4	886083,1	910349,8	926247,8	944971,9	962574,5	983299,8	996927,5		9143518,0
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-360496,0	-3857307,2	1246416,6	1265170,3	1286817,7	1307863,4	1332130,1	1348028,1	1366752,3	1384354,8	1405080,2	1418707,8		9133018,0
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-370996,0	-4228303,2	-2981886,6	-1716716,3	-429898,6	877964,8	2210094,9	3558123,0	4924875,2	6309230,1	7714310,2	9133018,0		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0		
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-327723,6	-3187857,2	936451,2	864128,4	799012,5	738254,8	683593,4	628865,1	579636,4	533728,7	492472,0	452044,0		3182105,7
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-338223,6	-3526080,8	-2589629,6	-1725501,2	-926488,7	-188233,9	495359,5	1124224,5	1703860,9	2237589,6	2730061,6	3182105,7		

ПРИЛОЖЕНИЕ 2. Экономическая оценка вариантов модернизации УКПГ-1В Ямбургского месторождения

Проведено экономическое сравнение действующей технологии ПНТА и перспективных технологической схем:

1. ПНТА с применением селективного абсорбента ($T_{\text{НТА}} - \text{минус } 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$).
2. ПНТА с применением селективного абсорбента ($T_{\text{НТА}} - \text{минус } 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ и $T_{\text{НТС}} - \text{минус } 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$).
3. Схемы НТС с ТДА и УДИК ($T_{\text{НТС}} - \text{минус } 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$).

Затраты на строительно-монтажные работы приняты 60% от капитальных вложений. Проектно-изыскательские работы – 10% от затрат на оборудование и материалы и строймонтаж. Пуско-наладочные работы 7% от затрат на оборудование и материалы и строймонтаж. Исходные данные для расчёта экономической эффективности приведены в таблице П2-1.

Таблица П2-1

№ п/п	Наименование показателя	Значение показателя		Примечание
		Базовый вариант «без проекта»	Варианты «с проектом»	
1	Затраты на НИР (без НДС), тыс. руб	–	10 500,0	Ориентировочная стоимость договора на выполнении НИР
2	Налог на имущество, %	2,2		Налоговый кодекс РФ (ч. II) от 05.08.2000 г. № 117 ФЗ
3	Налог на прибыль, %	20,0		
4	Норма дисконта, %	10,0		Методические указания по определению коммерческой эффективности
5	Норма амортизационных отчислений, %	10,0		Единые нормы амортизационных отчислений

Расчёт показателей эффективности подготовки газа по схеме ПНТА ($T_{\text{абсорбции}} - \text{минус } 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$) приведён в таблице П2-2. Расчёт показателей эффективности подготовки газа по схеме ПНТА ($T_{\text{абсорбции}} - \text{минус } 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$) приведён в таблице П2-3. Расчёт показателей эффективности подготовки газа по схеме ТДА и УДИК ($T_{\text{НТС}} - \text{минус } 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$) приведён в таблице П2-4.

Таблица П2-2

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500														10500
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		339200													339200
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			1272000												1272000
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			237440												237440
	Всего	тыс. руб		339200	1509440												1848640
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			2120000												2120000
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640	3968640
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				396864	396864	396864	396864	396864	396864	396864	396864	396864	396864	396864	3968640
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				396864	793728	1190592	1587456	1984320	2381184	2778048	3174912	3571776	3968640		
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				3571776	3174912	2778048	2381184	1984320	1587456	1190592	793728	396864	0		
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				3770208	3373344	2976480	2579616	2182752	1785888	1389024	992160	595296	198432	0	
9	Налог на имущество	тыс. руб				82945	74214	65483	56752	48021	39290	30559	21828	13097	4366	436550	
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				13,10	12,39	11,76	11,03	10,57	10,02	9,47	9,28	8,73	8,63	104,98	
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				12,99	12,28	11,65	10,92	10,47	9,92	9,37	9,19	8,63	8,54	103,95	
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,10	0,10	0,10	0,09	0,09	1,0	
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				268197,2	279359,4	282717,0	276123,3	270850,5	260440,1	249281,6	246086,5	232199,7	229378,1	2594633,3	
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				2146,4	1927,8	1759,8	1606,7	1515,2	1420,9	1329,4	1296,9	1215,7	1204,1	15422,9	
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				2348,7	2145,6	1985,1	1829,8	1735,9	1634,2	1534,5	1499,8	1407,5	1393,4	17514,5	
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				202,34	217,76	225,29	223,15	220,67	213,28	205,08	202,94	191,74	189,31	2091,6	
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				1108756,4	1193261,1	1234480,0	1222781,2	1209175,4	1168662,3	1123765,4	1112015,6	1050644,1	1037326,0	11460867,5	
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				3,25	3,07	2,91	2,73	2,62	2,48	2,34	2,30	2,16	2,14	25,99	
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				54760,97	51767,88	49112,03	46034,63	44137,59	41819	39500,41	38741,59	36380,84	36001,44	438256,4	
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб			0,0	414086,8	408973,8	403429,2	398373,4	391943,1	385986,1	380031,5	372224,3	366278,5	358013,3	3879339,9	
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб			0,0	840559,2	913901,7	951763,1	946657,9	938324,9	908222,2	874483,8	865929,2	818444,4	807947,9	8866234,3	
26	Валовая прибыль	тыс. руб			0,0	426472,4	504927,9	548333,9	548284,6	546381,8	522236,1	494452,3	493704,9	452165,9	449934,6	4986894,3	
27	Налог на прибыль	тыс. руб			0,0	85294,5	100985,6	109666,8	109656,9	109276,4	104447,2	98890,5	98741,0	90433,2	89986,9	997378,9	
28	Чистая прибыль	тыс. руб			0,0	341177,9	403942,3	438667,1	438627,6	437105,5	417788,9	395561,8	394963,9	361732,7	359947,7	3989515,5	
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-339200,0	-3629440,0	738041,9	800806,3	835531,1	835491,6	833969,5	814652,9	792425,8	791827,9	758596,7	756811,7	3979015,5	
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-349700,0	-3979140,0	-3241098,1	-2440291,8	-1604760,7	-769269,1	64700,4	879353,3	1671779,1	2463607,1	3222203,8	3979015,5		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0		
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-308363,6	-2999537,2	554501,8	546961,5	518799,1	471613,3	427958,2	380041,6	336065,9	305283,9	265883,5	241143,5	729851,5	
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-318863,6	-3318400,8	-2763899,0	-2216937,5	-1698138,5	-1226525,2	-798567,0	-418525,4	-82459,5	222824,4	488708,0	729851,5		

Таблица П2-3

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500														10500
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		347200													347200
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			1302000												1302000
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			243040												243040
	Всего	тыс. руб		347200	1545040												1892240
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			2170000												2170000
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240	4062240
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				406224	406224	406224	406224	406224	406224	406224	406224	406224	406224	406224	4062240
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				406224	812448	1218672	1624896	2031120	2437344	2843568	3249792	3656016	4062240		
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				3656016	3249792	2843568	2437344	2031120	1624896	1218672	812448	406224	0		
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				3859128	3452904	3046680	2640456	2234232	1828008	1421784	1015560	609336	203112	0	
9	Налог на имущество	тыс. руб				84901	75964	67027	58090	49153	40216	31279	22342	13405	4468	446846	
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				13,10	12,39	11,76	11,03	10,57	10,02	9,47	9,28	8,73	8,63	105,0	
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				12,99	12,28	11,65	10,92	10,47	9,92	9,37	9,19	8,63	8,54	103,9	
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,10	0,10	0,10	0,09	0,09	1,0	
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				268197,2	279359,4	282717,0	276123,3	270850,5	260440,1	249281,6	246086,5	232199,7	229378,1	2594633,3	
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				2146,4	1927,8	1759,8	1606,7	1515,2	1420,9	1329,4	1296,9	1215,7	1204,1	15422,9	
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				2348,7	2145,6	1985,1	1829,8	1735,9	1634,2	1534,5	1499,8	1407,5	1393,4	17514,5	
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				202,34	217,76	225,29	223,15	220,67	213,28	205,08	202,94	191,74	189,31	2091,6	
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				1108756,4	1193261,1	1234480,0	1222781,2	1209175,4	1168662,3	1123765,4	1112015,6	1050644,1	1037326,0	11460867,5	
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10		
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				1,30	1,23	1,17	1,09	1,05	0,99	0,94	0,92	0,86	0,85	10,39	
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				21904,39	20707,15	19644,81	18413,85	17655,04	16727,6	15800,16	15496,64	14552,34	14400,58	175201,4	
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб			0,0	425403,1	420084,1	414333,6	409071,9	402435,6	396272,7	390112,2	382099,1	375947,3	367476,2	3983235,9	
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб			0,0	840559,2	913901,7	951763,1	946657,9	938324,9	908222,2	874483,8	865929,2	818444,4	807947,9	8866234,3	
26	Валовая прибыль	тыс. руб			0,0	415156,2	493817,6	537429,5	537586,1	535889,3	511949,5	484371,6	483830,1	442497,0	440471,6	4882998,3	
27	Налог на прибыль	тыс. руб			0,0	83031,2	98763,5	107485,9	107517,2	107177,9	102389,9	96874,3	96766,0	88499,4	88094,3	976599,7	
28	Чистая прибыль	тыс. руб			0,0	332124,9	395054,0	429943,6	430068,9	428711,4	409559,6	387497,3	387064,1	353997,6	352377,3	3906398,7	
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-347200,0	-3715040,0	738348,9	801278,0	836167,6	836292,9	834935,4	815783,6	793721,3	793288,1	760221,6	758601,3	3895898,7	
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-357700,0	-4072740,0	-3334391,1	-2533113,0	-1696945,5	-860652,6	-25717,2	790066,4	1583787,6	2377075,7	3137297,4	3895898,7		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0		
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-315636,4	-3070281,0	554732,5	547283,7	519194,3	472065,5	428453,9	380569,1	336615,3	305846,9	266453,0	241713,8	656510,5	
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-326136,4	-3396417,4	-2841684,9	-2294401,2	-1775206,9	-1303141,4	-874687,5	-494118,5	-157503,2	148343,7	414796,8	656510,5		

Таблица П2-4

№ п/п	Показатели	Ед. изм.	Годы												Итого		
			2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029		2030	
			0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		12	
1	Затраты на НИР (без НДС)	тыс. руб	10500														10500
2	Проектно-изыскательные работы	тыс. руб		160000													160000
	Строй-монтажные работы	тыс. руб			600000												600000
	Пуско-наладочные работы	тыс. руб			112000												112000
	Всего	тыс. руб		160000	712000												872000
3	Капитальные вложения (вариант "с проектом")	тыс. руб			1000000												1000000
4	Первоначальная стоимость основных фондов	тыс. руб				1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	1872000	
5	Амортизационные отчисления	тыс. руб				187200	187200	187200	187200	187200	187200	187200	187200	187200	187200	187200	1872000
6	Накопленные амортизационные отчисления	тыс. руб				187200	374400	561600	748800	936000	1123200	1310400	1497600	1684800	1872000	1872000	
7	Остаточная стоимость основных фондов	тыс. руб				1684800	1497600	1310400	1123200	936000	748800	561600	374400	187200	0	0	
8	Среднегодовая стоимость основных фондов	тыс. руб				1778400	1591200	1404000	1216800	1029600	842400	655200	468000	280800	93600	0	0
9	Налог на имущество	тыс. руб				39125	35006	30888	26770	22651	18533	14414	10296	6178	2059	205920	
10	Добыча газа сепарации (вариант "без проекта")	млрд м ³				13,10	12,39	11,76	11,03	10,57	10,02	9,47	9,28	8,73	8,63	105,0	
11	Добыча газа сепарации (вариант "с проектом")	млрд м ³				13,02	12,30	11,67	10,94	10,49	9,94	9,39	9,21	8,66	8,56	104,2	
12	Снижение добычи товарного газа сепарации	млрд м ³				0,08	0,09	0,09	0,08	0,08	0,08	0,08	0,07	0,07	0,07	0,8	
13	Цена газа	руб/тыс. м ³			2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	2527,2	
14	Снижение выручки от реализации недополуч. газа	тыс. руб				205836,4	216837,6	219580,0	213940,5	209360,1	200940,1	191963,5	189298,7	178506,0	176381,3	2002644,3	
15	Добыча конденсата (вариант "без проекта")	тыс. т				2146,4	1927,8	1759,8	1606,7	1515,2	1420,9	1329,4	1296,9	1215,7	1204,1	15422,9	
16	Добыча конденсата (вариант "с проектом")	тыс. т				2275,2	2077,3	1921,2	1770,4	1679,2	1580,6	1484,0	1450,4	1361,1	1347,5	16946,9	
17	Дополнительная добыча конденсата	тыс. т				128,83	149,49	161,33	163,69	163,97	159,72	154,64	153,56	145,36	143,41	1524,0	
18	Цена нестабильного конденсата	руб/т			5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	5479,6	
19	Рост выручки от реализации дополнит. конденсата	тыс. руб				705941,6	819151,4	884020,8	896964,3	898496,5	875214,7	847377,8	841434,8	796499,1	785804,3	8350905,4	
20	Снижение удельного расхода метанола	г/м ³				0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	
21	Снижение потребления метанола	тыс. т				9,11	8,61	8,17	7,66	7,34	6,96	6,57	6,45	6,06	5,99	72,94	
22	Цена метанола	руб/т				16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	16862,5	
23	Экономия затрат на метанол	тыс. руб				153684,8	145186,1	137749,8	129133	123821,3	117329,3	110837,2	108712,5	102220,5	101040,1	1229951	
24	Изменение эксплуатационных затрат	тыс. руб			0,0	160478,2	159977,5	159044,3	158603,0	156786,7	155446,2	154108,6	150915,1	149588,1	145936,9	1550884,5	
25	Изменение выручки от реализации продукции	тыс. руб			0,0	500105,2	602313,8	664440,8	683023,8	689136,4	674274,6	655414,4	652136,1	617993,1	609422,9	6348261,1	
26	Валовая прибыль	тыс. руб			0,0	339627,0	442336,3	505396,6	524420,8	532349,7	518828,3	501305,7	501221,0	468405,1	463486,0	4797376,5	
27	Налог на прибыль	тыс. руб			0,0	67925,4	88467,3	101079,3	104884,2	106469,9	103765,7	100261,1	100244,2	93681,0	92697,2	959475,3	
28	Чистая прибыль	тыс. руб			0,0	271701,6	353869,0	404317,3	419536,7	425879,8	415062,7	401044,6	400976,8	374724,0	370788,8	3837901,2	
29	Чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-160000,0	-1712000,0	458901,6	541069,0	591517,3	606736,7	613079,8	602262,7	588244,6	588176,8	561924,0	557988,8	3827401,2	
30	Накопленный чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-170500,0	-1882500,0	-1423598,4	-882529,4	-291012,1	315724,5	928804,3	1531066,9	2119311,5	2707488,4	3269412,4	3827401,2		
31	Норма дисконта	%	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0		
32	Коэффициент дисконтирования		1,000	0,909	0,826	0,751	0,683	0,621	0,564	0,513	0,467	0,424	0,386	0,350	0,319		
33	Дисконтир. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-145454,5	-1414876,0	344779,5	369557,4	367285,7	342487,0	314606,9	280960,0	249473,1	226767,6	196950,9	177792,4	1299830,1	
34	Накоплен. дисконт. чистый поток денежных средств	тыс. руб	-10500,0	-155954,5	-1570830,6	-1226051,0	-856493,6	-489207,9	-146720,9	167886,0	448845,9	698319,1	925086,7	1122037,6	1299830,1		

ПРИЛОЖЕНИЕ 3. Выбор термодинамических методов для описания и фазового равновесия в системе «природный газ – вода – метанол».

Моделирование фазового равновесия в системе «природный газ – вода – метанол» проводится с использованием уравнений состояний, входящих в программные комплексы. Расчёт фазового равновесия неполярных (углеводородных) смесей осуществлялся с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Результаты моделирования технологических схем промышленной подготовки углеводородного сырья с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона хорошо согласуются с фактическими режимами работы УКПГ и компонентным или фракционным составом товарных продуктов.

В технологических процессах промышленной подготовки конденсатсодержащих газов применяют антигидратный реагент – метанол. Распределение этого вещества между газовой и жидкой углеводородной фазой является важной составляющей потерь этого реагента в составе товарного газа.

С целью выбора уравнения состояния для описания распределения по фазам воды и метанола проведём расчёт содержания метанола в газе (метане) при температуре НТС минус 30 °С и давлении 6 МПа. Рассмотрим уравнение состояния Пенга-Робинсона и специализированные уравнения, рассчитанные для использования с полярными веществами. Cubic-Plus-Association – многопараметрическое уравнение состояния, базирующееся на кубическом уравнении RK_S, но с дополнительным параметром, описывающим водную полярную фазу. Уравнение фазового состояния Патела-Тяя, модифицированное С.Д. Барсуком. Оно является обобщающим по отношению к уравнениям Соава и Пенга-Робинсона и за счет дополнительного параметра позволяет более точно предсказывать плотность тяжелых углеводородов и полярных компонентов.

Содержание метанола в газе – метане для уравнений состояний Пенга-Робинсона, Cubic-Plus-Association и Патела-Тея приведено на рисунке ПЗ-1.

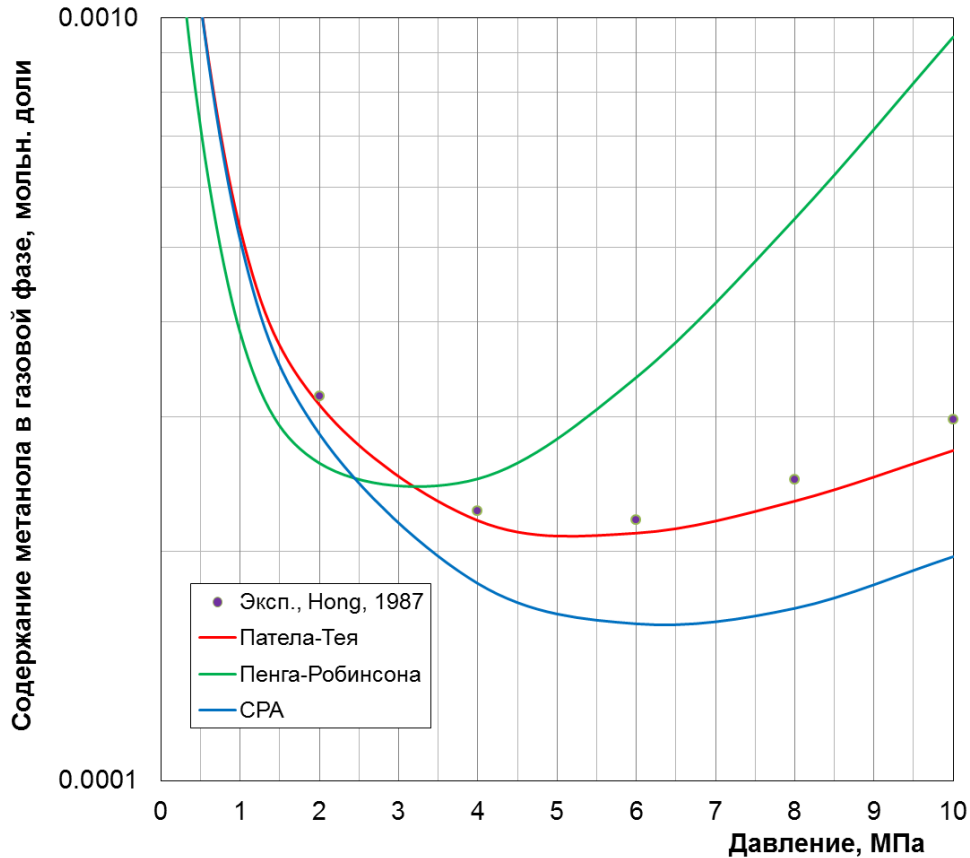


Рисунок ПЗ-1 – Парожидкостное равновесие в системе «метан-метанол»

Сравнение расчётного содержания метанола в газовой фазе с экспериментальными значениями показало, что достаточно точно рассчитать содержание метанола в метане позволяют уравнения состояния Патела-Тея и CPA. Тогда как использование уравнения Пенга-Робинсона возможно при давлениях не более 4 МПа, что для технологий промышленной подготовки газа недостаточно.

В промышленных технологиях подготовки газа отделение метанола от углеводородной и водной фазы осуществляется в трёхфазных разделителях. Правильность расчёта распределения метанола между этими фазами определяет

потери метанола в составе товарного НК. Сравнение фазового равновесия в системах «метанол - н-гексан» и «метанол-вода» рассматриваемых уравнений состояния и экспериментальных данных в зависимости от температуры приведено на рисунках ПЗ-2 и ПЗ-3.

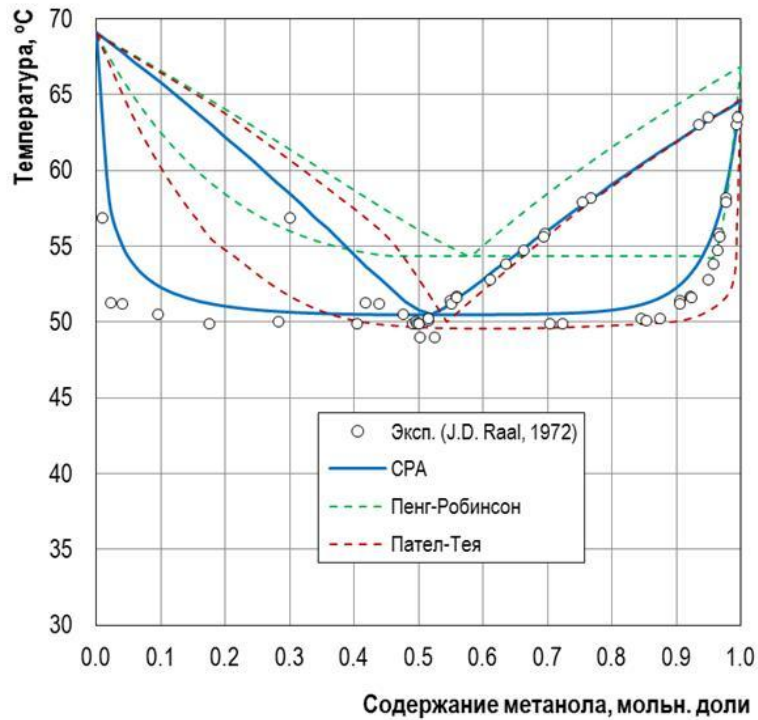


Рисунок ПЗ-2 – Фазовые равновесия в системе «метанол - н-гексан»

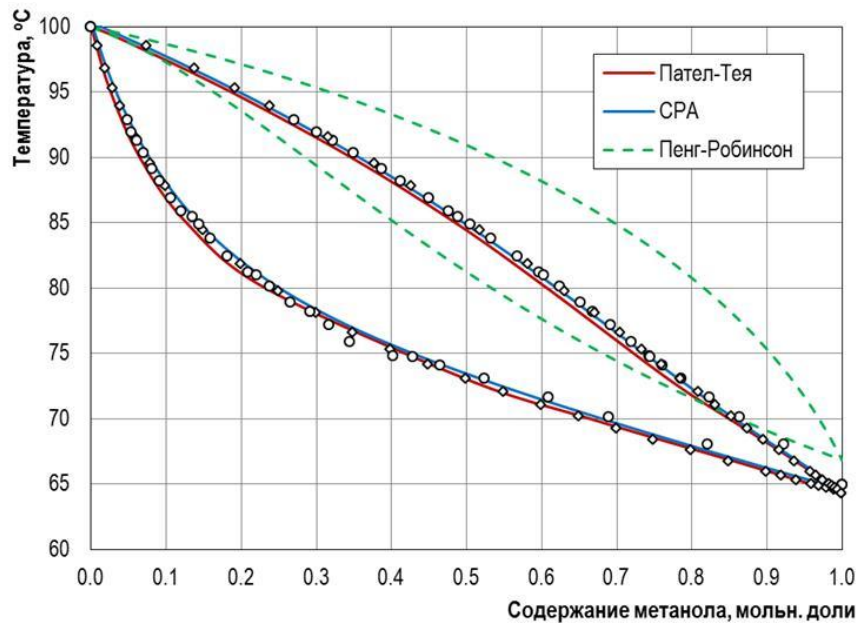


Рисунок ПЗ-3 – Парожидкостное равновесие в системе «метанол-вода»

Из представленных рисунков ПЗ-2 и ПЗ-3 видно, что достаточно точно фазовое равновесие в системах «метанол - н-гексан» и «метанол-вода» описывают уравнения состояния Патела-Тейя и СРА. Данные уравнения состояния, входящие в соответствующие программные комплексы были использованы нами в технологических расчетах при разработке новых технологических схем промышленной подготовки газа и конденсата.

Расчёт фазового равновесия неполярных (углеводородных) смесей осуществлялся с использованием уравнения состояния Пенга-Робинсона.

**ПРИЛОЖЕНИЕ 4. Анализ потребления метанола в технологических схемах
НТС с эжектором, дросселем, ТДА и установкой подготовки
низконапорных газов дегазации**

Фактические значения потребления метанола для технологической схемы НТС с эжектором в течение 2016-2017 г.г., для УКПГ-31 приведены на рисунке П4-1. Потребление метанола в целом по УКПГ является суммой подачи на газосборную систему (ГСС) и технологический цех (ТЦ).

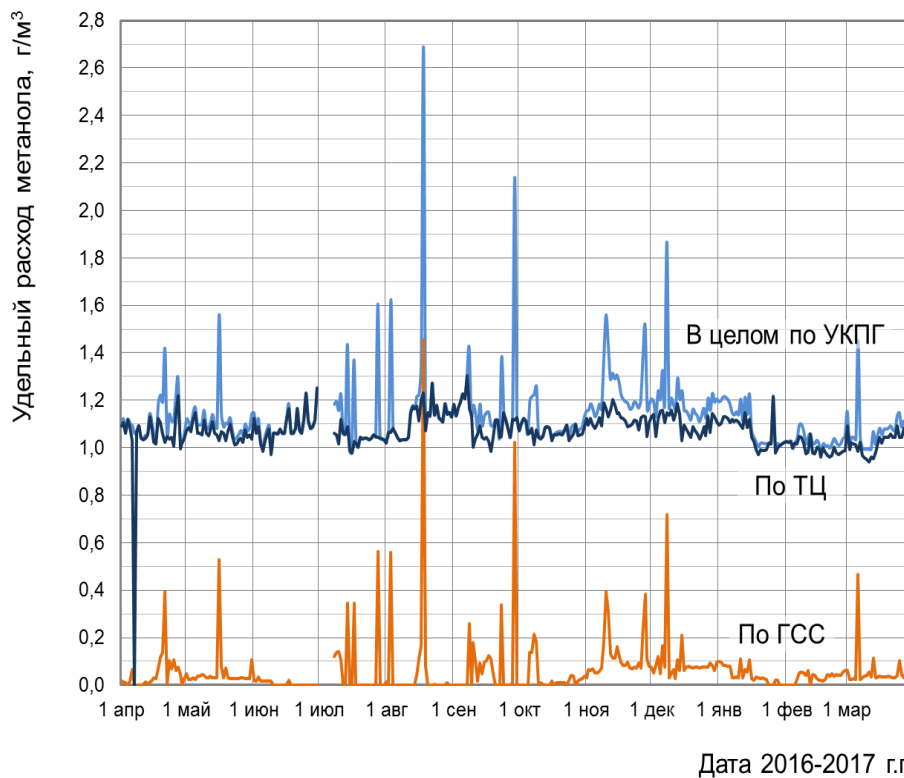


Рисунок П4-1 – Удельная подача метанола по газосборной сети (ГСС), технологический цех (ТЦ) и в целом по УКПГ в течение 2016-2017 г.г.

Из таблицы видно, что в 2016 году потребление метанола варьировалось от $1,09 \text{ г/м}^3$ (в июне) до $1,24 \text{ г/м}^3$ (в ноябре) при среднегодовом потреблении $1,16 \text{ г/м}^3$, а в течение первого полугодия 2017 года этот показатель снизился до

1,08 г/м³. Содержание метанола в выходных потоках УКПГ (г/м³ и доля в мас.%) приведено на рисунке П4-2.

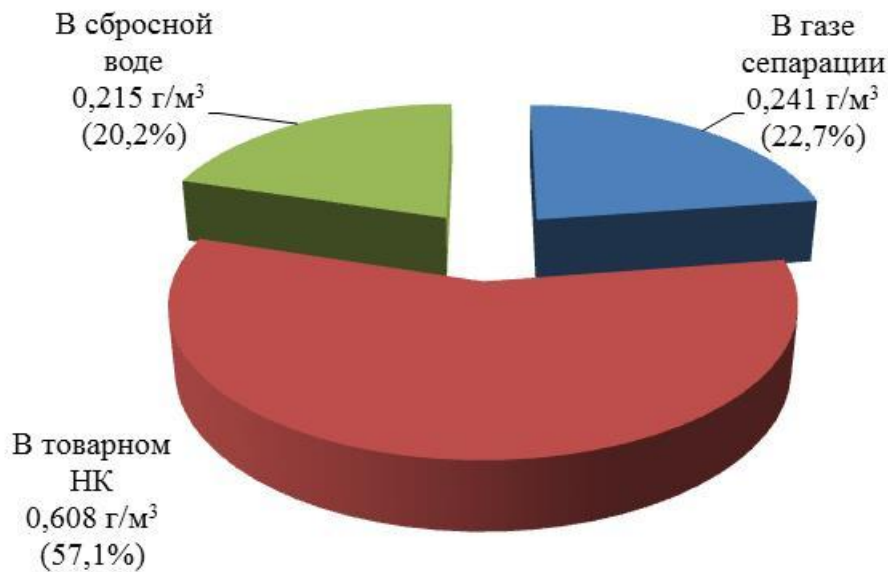


Рисунок П4-2 – Распределение метанола в выходных потоках на УКПГ-31

Сравнение потребления метанола на аналогичных месторождениях показало, что существующая проектная схема УКПГ-31 характеризуется минимальными потерями метанола из всех УКПГ газоконденсатных месторождений с высоким конденсатным фактором. Например: на УКПГ-31 около 1,1 г/м³, на УКПГ-1В Ямбургского НГКМ – 1,4...1,6 г/м³, на УКПГ-1В,2В Заполярного НГКМ – 1,1 г/м³, на ачимовской УКПГ-22 Уренгойского месторождения потребление метанола составляет 1,6 г/м³.

На указанных УКПГ потери метанола с газом сепарации близки и составляют 0,20...0,25 г/м³. Различия объясняются, в основном, содержанием метанола в товарном конденсате. Нестабильный конденсат УКПГ-31 характеризуется низким массовым содержанием метанола 0,14 против 0,37 для Заполярной и 0,76 мас.% Ямбургской УКПГ. Отметим, что удельный выход НК на УКПГ-31 вдвое выше, чем на Заполярной и вчетверо выше, чем на Ямбургской УКПГ.

Причина такого положения определяется особенностями технологических схем: на УКПГ-31 конденсат поступает в концевой трёхфазный разделитель (БЕ) с минимальным содержанием метанола (20...25 мас.%), т.к. основное его количество отделяется в Р-2, в то время как на других УКПГ на концевой ступени отделяется более высококонцентрированный ВМР (40 и 75 мас.%). Учитывая, что содержание метанола в конденсате зависит не только от температуры контакта системы «ВМР–углеводороды», но и от концентрации метанола в сосуществующем ВМР потери метанола в составе товарного НК на УКПГ-31 минимальны.

Включение УДИК в технологическую схему позволяет снизить температуру НТС и дополнительно отделить ВМР от НК. Технология НТС на пониженном температурном уровне требует более высокого потребления метанола, т.к., во-первых, необходима более высокая концентрация метанола в ВМР в зоне низких температур (72% против 68% по схеме НТС на температурном уровне минус 30 °С), а во вторых, увеличивается выход товарного конденсата и технологические потери метанола с НК.

Таким образом, потери метанола по технологии НТС с эжектором на температурном уровне минус 35 °С составят 0,81 г/м³, по технологии НТС с дросселем (Т_{НТС} – минус 40 °С) – 0,86 г/м³, а для технологии НТС с ТДА (Т_{НТС} – минус 50 °С) – 0,9 г/м³

ПРИЛОЖЕНИЕ 5. Анализ потребления метанола в разработанных технологических схемах абсорбционной подготовки конденсатсодержащего газа

Технологическая схема ПНТА, реализованная на УКПГ-1В ЯНГКМ, характеризуется повышенным потреблением метанола ($1,6 \text{ г/м}^3$), значительно превышающей его расход на установках НТС на температурном уровне сепарации минус $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Содержание метанола в выходных потоках УКПГ (г/м^3 и доля в мас.%) приведено на рисунке П5-1.

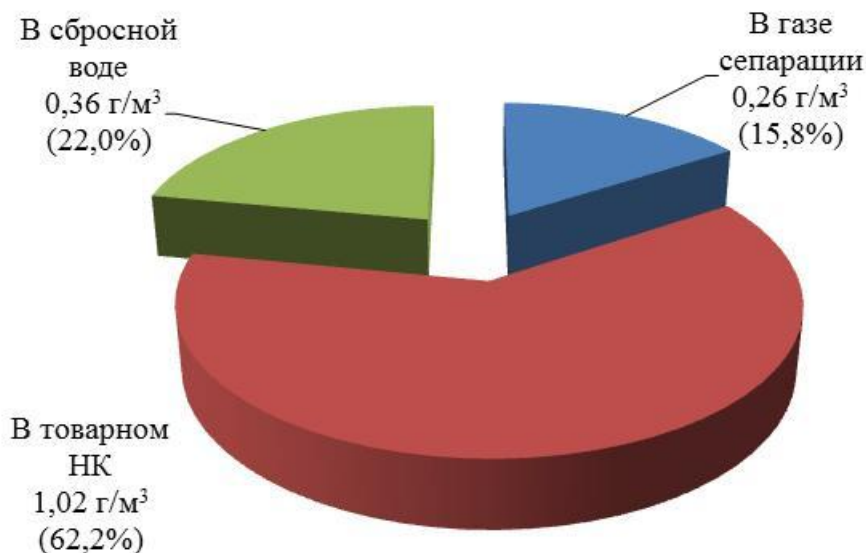


Рисунок П5-1 – Распределение метанола в выходных потоках на УКПГ-1В ЯНГКМ

Повышенное потребление метанола в первую очередь связано с необходимостью проводить ингибирование гидратообразования как газового потока, так и углеводородного конденсата, направляемого в абсорбер А-2 в качестве орошения. Это приводит к увеличению концентрации метанола в ВМР, выделяемом в конечном разделителе Р-2 до 75...80%, что в результате

определяет повышенную растворимость метанола в НК и технологические потери метанола с товарным конденсатом.

Моделирование разработанных технологических схем подготовки газа показало, что в процессе абсорбции из обрабатываемого газа осуществляется извлечение не только углеводородов C_{3+} , но и метанола. Для усовершенствованной технологии ПНТА, где газ после абсорбции является товарным газом снижение содержание метанола в нём составляет $0,05 \text{ г/м}^3$, а содержание метанола в товарном газе – $0,21 \text{ г/м}^3$. В технологии, где абсорбция газа осуществляется в области промежуточной ступени сепарации содержания метанола в газе после абсорбции недостаточно. Требуется дополнительная подача метанола в газ после абсорбции. Для такой технологии потери метанола с газом сепарации сопоставимы с традиционными технологиями ПНТА и НТС на температурном уровне минус $30 \text{ }^\circ\text{C}$ и составляют $0,25 \text{ г/м}^3$.

Подача газов с установки регенерации абсорбента в газ, после низкотемпературной степени сепарации увеличивает содержание метанола на $0,03 \dots 0,05 \text{ г/м}^3$. Таким образом, содержание метанола в газе концевой ступени низкотемпературной сепарации для новой абсорбционной технологии и технологии ПНТА на УКПГ-1В сопоставимо и составляет $0,3 \text{ г/м}^3$.

Содержание метанола в составе товарного НК для технологии НТС определяется термобарическими параметрами разделения смеси ВМР (водно-метанольной раствор) – НК и концентрацией метанола в ВМР. В действующей технологии ПНТА для предупреждения гидратообразования в низкотемпературном абсорбере осуществляется подача метанола в абсорбент. Это необходимо для предотвращения образования гидратов т.к. абсорбент, формирующийся в разделителе Р-1, содержит водную фазу.

В разработанных технологических схемах ПНТА подача метанола в абсорбент практически не требуется т.к. содержание воды в абсорбенте в результате его регенерации минимизировано.

В традиционной технологии ПНТА подача метанола осуществляется как в газовой, так и в жидкие потоки, а именно в НК из Р-1 (абсорбент). Необходимость его ингибирования вызвана недостаточным содержанием метанола и при проведении процесса низкотемпературной абсорбции приводит к образованию гидратов. Необходимость ингибирования абсорбента приводит к увеличению концентрации метанола в концевой ступени разделения ВМР-НК и увеличению растворимости метанола в товарном НК. В разработанной технологии абсорбция газа проходит при более высокой температуре (минус 20...минус 24 °С), при этом специальная регенерация абсорбента минимизирует наличие воды в абсорбенте. Эти два фактора позволяют проводить абсорбцию газа без подачи метанола в регенерированный абсорбент.