

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина»

Уральский энергетический институт
Кафедра «Теплоэнергетика и теплотехника»

На правах рукописи

Лебедев Михаил Сергеевич

**ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ
УГЛЕВОДОРОДОВ НА ОБЪЕКТАХ МАЛОТОННАЖНОГО
ПРОИЗВОДСТВА СЖИЖЕННОГО ПРИРОДНОГО ГАЗА**

2.4.5 – Энергетические системы и комплексы

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук, профессор
Мунц Владимир Александрович

Екатеринбург – 2023

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
ГЛАВА 1. ОБЗОР ЛИТЕРАТУРНЫХ ИСТОЧНИКОВ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧ ИССЛЕДОВАНИЙ.....	10
1.1. Процессы сжижения природного газа на АГНКС	10
1.2. Технологии получения СПГ на ГРС	15
1.3. Развитие малотоннажного производства СПГ в газотранспортном предприятии.....	22
1.4. Выводы по обзору литературных источников	25
ГЛАВА 2. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИРОДНОГО ГАЗА ПЕРЕД ЕГО СЖИЖЕНИЕМ НА АГНКС	26
2.1. Анализ компонентного состава магистрального газа	26
2.2. Описание процесса сжижения природного газа на АГНКС.....	27
2.3. Моделирование процесса предварительного отделения тяжелых фракций на ГРС.....	28
2.4. Анализ влияния внутренних и внешних параметров схемы на компонентный состав выходящих потоков.....	36
2.4.1. Определение параметров схемы при средних значениях концентраций тяжелых углеводородов в магистральном газе.....	38
2.4.2. Определение параметров схемы при наибольших значениях концентраций тяжелых углеводородов в магистральном газе.....	48
2.4.3. Определение параметров схемы при минимальных значениях концентраций тяжелых углеводородов в магистральном газе.....	56
2.5. Определение экономического эффекта применения установки извлечения пропан-бутана на ГРС.....	64
2.6. Оценка эффективности применения установки получения пропан-бутана на ГРС перед подачей на установку сжижения на АГНКС.....	67
ГЛАВА 3. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ ПРИРОДНОГО ГАЗА НА ДЕЙСТВУЮЩЕМ ОБЪЕКТЕ МАЛОТОННАЖНОГО ПРОИЗВОДСТВА СПГ	71
3.1. Выбор блока оборудования на действующем объекте	71
3.2. Экспериментальное и расчетное определение компонентного состава отделяемой жидкой фракции	72
3.3. Оценка экономической эффективности извлечения пропан-бутана при производстве СПГ на ГРС.....	80

3.4. Анализ преимуществ предлагаемой компоновки оборудования в схеме извлечения пропан-бутана в сравнении со схемой действующего объекта	81
ГЛАВА 4. АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ПРОПАН-БУТАНА ПРИ СТРАВЛИВАНИИ ПРИРОДНОГО ГАЗА С УЧАСТКА МАГИСТРАЛЬНОГО ГАЗОПРОВОДА.....	86
4.1. Анализ возможности уменьшения затрат предприятия при стравливании транспортируемого газа.....	86
4.2. Расчет характеристик процесса извлечения пропан-бутана при стравливании природного газа.....	88
4.3. Осушка газа перед охлаждением.....	98
4.4. Результаты анализа эффективности применения установки низкотемпературной сепарации углеводородов при стравливании газа	99
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	102
УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ И СОКРАЩЕНИЯ.....	105
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	106
ПРИЛОЖЕНИЕ	118

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. Производство и использование в качестве энергоресурса сжиженного природного газа (СПГ) – одно из наиболее перспективных направлений мировой энергетики. СПГ-технологии все заметнее теснят традиционный для России сегмент трубопроводных поставок [1].

Сжиженный газ, полученный на малотоннажных установках – газораспределительных станциях (ГРС) и автомобильных газонаполнительных компрессорных станциях (АГНКС), может эффективно использоваться для газоснабжения населения и предприятий коммунально-бытового хозяйства, промышленных теплоэнергетических объектов, а также в качестве газомоторного топлива. Кроме того, СПГ может применяться в качестве резервного топлива при пиковых нагрузках, а также для обеспечения работы газораспределительных сетей на период ремонта газопровода ГРС.

Развитию рынка СПГ нефтегазовые компании уделяют повышенное внимание. Малотоннажное производство – не исключение. На сегодняшний день в России эксплуатируются несколько мини-заводов (комплексов) СПГ, в том числе КСПГ ГРС-1 г. Калининград (производительность 3 т/ч), АГНКС-8 г. Петродворец (0,8 т/ч), АГНКС г. Кингисепп, (0,9 т/ч), АГНКС г. Первоуральск (0,8 т/ч), КСПГ г. Псков (3 т/ч), КСПГ д. Канюсята (1,5 т/ч), КСПГ ГРС-4 (3 т/ч).

Одним из основных этапов подготовки природного газа перед сжижением является его осушка, очистка от диоксида углерода, отделение тяжелых фракций в процессе охлаждения с целью получения СПГ повышенного качества для последующего низко эмиссионного сжигания в двигателях внутреннего сгорания и на объектах беструбопроводной газификации, что на сегодняшний день является одним из наиболее приоритетных направлений развития энергетики страны [2]. Исследование мероприятий повышения качества СПГ, снижения его себестоимости, улучшения эксплуатационных характеристик оборудования для его производства является актуальной научной проблемой, имеющей важное практическое значение.

В условиях постепенного изменения состава природного газа на установках сжижения природного газа необходимо внедрять более современные методы переработки, особенно при сжижении газа по циклу высокого давления. Метод отделения сконденсированных компонентов при охлаждении основного потока природного газа представляется менее затратным по сравнению с адсорбционным и абсорбционным методами, что делает его привлекательным для применения на современных установках сжижения.

Ресурсосберегающие мероприятия в любой отрасли промышленности на сегодняшний день являются актуальной задачей предприятий. Дешевая очистка продукта от различных компонентов при одновременном эффективном использовании отделенных веществ в деятельности предприятия становится одной из основных целей в области переработки и сжижения природного газа.

Другим наиболее актуальным направлением для газовой отрасли является внедрение ресурсосберегающих технологий при проведении ремонтных и диагностических работ газотранспортной системы, а именно – магистральных газопроводов и газопроводов-отводов. Основная часть газопроводов страны была построена в XX веке и в настоящее время требует проведения внутритрубной диагностики и замены значительных участков из-за образования дефектов трубы. Ремонтные работы приходится проводить со стравливанием межкранового участка газопровода (30 км), работы по внутритрубной диагностике также сопровождаются стравливанием газа для поддержания требуемого перепада давления на участке. При таких работах газотранспортное предприятие несет значительные затраты как за счет потери основного транспортного продукта, так и за счет возмещения ущерба окружающей среде в виде выброса парникового газа (метан).

Степень разработанности темы исследования

Исследованиями в области повышения эффективности объектов малотоннажного производства СПГ за счет повышения его качества и снижения себестоимости занимались следующие российские ученые: Д. В. Безруков, А. Л. Довбиш, В. А. Передельский, Д. В. Люгай, С. В. Люгай С. П. Горбачев,

И. С. Медведков, С.А. Бурцев, А.П. Карпенко, А. И. Леонтьев, Ю. В. Горбатский, Г. С Широкова, А. М. Архаров, В. Ю. Семенов. Опытными работами в области повышения эффективности использования газа, опорожняемого из участка газопровода перед ремонтными работами, занимались следующие представители газовой промышленности: Г.А. Глебов, М.Г. Хабибуллин, И.М. Хабибуллин, В.Г. Цегельский, П. Н. Завальный, Л. В. Степанов, А. Г. Пимкин.

Цель работы – разработка технологической схемы установки, позволяющей повысить качество СПГ, производимого при дроссельно-эжекторном цикле на АГНКС, выполнение анализа применимости и обоснования эффективности разработанной схемы для других объектов газотранспортной системы, на примере одного из газотранспортных предприятий, в целях экономии углеводородных ресурсов.

Основные задачи исследования

1. Анализ эффективности процесса низкотемпературной сепарации компонентов природного газа на ГРС для дальнейшего получения на АГНКС СПГ с уменьшенным содержанием тяжелых углеводородов и повышенным содержанием метана.

2. Практическое исследование процесса низкотемпературной сепарации углеводородов на действующем объекте сжижения природного газа на базе ГРС по циклу внутреннего охлаждения с применением турбодетандера, сравнительный анализ функционирования предложенной и действующей схем сжижения.

3. Анализ возможности извлечения сжиженных компонентов природного газа при его стравливании из газотранспортной системы.

Научная новизна

На основе выполненных расчетов проанализирована и доказана эффективность технологии низкотемпературной сепарации компонентов природного газа в схеме предварительного получения сжиженного углеводородного газа (СУГ) на ГРС с последующим сжижением природного газа

на АГНКС, получены зависимости основных характеристик получаемой сжиженной фракции от давления и состава магистрального газа, а также температуры окружающей среды.

В рамках проведенных экспериментальных исследований процесса охлаждения газа на действующем объекте по производству СПГ, подтверждающих возможность извлечения СУГ из магистрального газа по предложенной схеме, дополнительно исследован и запатентован «Растворитель на основе тяжелых углеводородов», предложен метод его внедрения в производственной деятельности.

Доказана эффективность предложенной схемы извлечения пропан-бутана не только на ГРС, но и на линейной части магистральных газопроводов при проведении ремонтных и диагностических работ в сравнении с существующими методами: установка получения СУГ может быть мобильной, без использования холодильной машины, требующей затрат на электроэнергию, и использоваться при стравливании природного газа с участка магистрального газопровода с целью извлечения полезного продукта как метода ресурсосбережения.

Теоретическая значимость

Приведены зависимости основных характеристик получаемой сжиженной фракции от давления, состава магистрального газа и температуры окружающей среды, которые могут использоваться при проектировании последующих объектов редуцирования газа (ГРС и комплексы СПГ) с линией получения пропан-бутана.

Практическая значимость

В рамках обоснования предложенной схемы в сравнении с технологией на действующем объекте производства СПГ описаны отклонения характеристик теплообменного оборудования данного объекта от проектных. Предложено и аргументировано техническое решение, основанное на рассмотренном эффекте влияния марки турбинного масла на процесс низкотемпературной сепарации, позволяющее приблизить значение холодильной мощности теплообменного

аппарата к проектному методом снижения перепада давления потока с одновременным увеличением производительности по конечному продукту.

Запатентованный растворитель, являющийся накопительным остатком при продолжительном использовании отделяемой пропан-бутановой фракции, уже внедрен на газотранспортном предприятии и широко используется в качестве обезжиривателя поверхностей, в том числе перед нанесением антикоррозионного покрытия.

Методология и методы исследований

При выполнении работы использовались методы компьютерного моделирования для теоретического описания технологического процесса низкотемпературной сепарации углеводородов на исследуемых производственных объектах и определения необходимых физических величин процесса на базе построенной модели. Для реализации модели применялся отечественный программный комплекс GIBBS.

Положения, выносимые на защиту

1. Дополненная оборудованием низкотемпературной сепарации схема отделения сжиженных тяжелых фракций при дросселировании потока на ГРС с последующим сжижением потока природного газа, поступающего на АГНКС.

2. Способ уменьшения себестоимости производства СПГ за счет одновременного получения и реализации сжиженного углеводородного газа.

3. Метод использования конденсата природного газа, полученного в рамках исследования низкотемпературной сепарации газа при производстве СПГ на ГРС.

4. Технические рекомендации по повышению эффективности теплообменного оборудования на действующем объекте производства СПГ на ГРС.

5. Способ ресурсосбережения при стравливании природного газа с линейной части газопроводов, технологическая схема мобильной установки для его реализации.

6. Алгоритм расчета количества извлекаемого из магистрального газа пропан-бутана в зависимости от различных факторов.

Степень достоверности результатов работы

Обоснованность и достоверность научных положений, выводов и результатов работы базируется на использовании известных положений термодинамики, тепломассообмена, методов моделирования с применением ЭВМ и подтверждается результатами экспериментального исследования.

Апробация работы

Основные положения диссертационной работы представлены на научно-технических конференциях:

- XVIII научно-техническая конференция молодых руководителей и специалистов ООО «Газпром трансгаз Екатеринбург» «Инновационные молодежные проекты – вектор развития профессиональной культуры» (10-14 апреля 2017)
- XIX научно-техническая конференция молодых руководителей и специалистов ООО «Газпром трансгаз Екатеринбург» «Перспективный диалог: решение актуальных задач оптимизации технологических процессов и повышения надежности транспорта газа» (21-25 мая 2018)
- 73-я международная молодежная научная конференция «Нефть и газ-2019» (22-25 апреля 2019)
- XXI научно-техническая конференция молодых руководителей и специалистов ООО «Газпром трансгаз Екатеринбург» (11-13 августа 2020)

Публикации

Основные результаты работы по теме диссертации опубликованы в 8 печатных работах, в том числе 1 статья в издании, включенном в международные реферативные базы данных Scopus и WoS, 3 статьи в изданиях, включенных в перечень ВАК, а также 1 патент РФ на изобретение.

ГЛАВА 1. ОБЗОР ЛИТЕРАТУРНЫХ ИСТОЧНИКОВ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧ ИССЛЕДОВАНИЙ

Природный газ – многокомпонентная смесь, которая в различных технологиях сжижения может претерпевать значительные изменения концентраций компонентов в конечном продукте по сравнению с первоначальным составом. Увеличение более тяжелых чем метан углеводородов (далее-тяжелые углеводороды) в сжиженном продукте уменьшает метановое число СПГ как газомоторного топлива, увеличивает удельное количество вредных выбросов при горении регазифицированного СПГ, а также уменьшает их растворимость в жидком метане при кристаллизации, что приводит к проблемам при эксплуатации оборудования. Таким образом, одним из основных критериев качества СПГ является концентрация метана и других алканов в жидком продукте, которые регламентированы нормативными документами [3].

С учетом изложенного, целесообразно рассмотреть существующие методы отделения тяжелых углеводородов в различных технологических процессах сжижения при малотоннажном производстве, их преимущества и недостатки.

1.1. Процессы сжижения природного газа на АГНКС

Наличие в России сети АГНКС, созданной в 80-е годы прошлого столетия в соответствии с Постановлением Совета Министров СССР, позволило активно внедрять простые и доступные установки малотоннажного производства СПГ. Наиболее распространенным методом сжижения на АГНКС является цикл дросселирования с высоким давлением, в котором осушенный поток природного газа с давлением 20-25 МПа из аккумулятора газа проходит ряд теплообменных аппаратов с последующим дросселированием до давления порядка 0,4-1,2 МПа и разделением на паровую и жидкую фазы, паровая фаза является холодным теплоносителем в теплообменниках.

В работе [4] описан процесс сжижения на АГНКС в г. Чунцин (КНР) производительностью 1,5 т/ч. Охлажденная обратным потоком и фреоном холодильной машины парожидкостная смесь углеводородов разделяется на два

потока и проходит ряд сепараторов для отделения тяжелых фракций с целью получения на выходе СПГ с повышенной концентрацией метана, а также для равномерной отдувки низкокипящих компонентов (гелий, азот), которые при длительной работе установки накапливаются в циркуляционном газе и снижают концентрацию углеводородов (рисунок 1.1). Однако, пары отделяемого конденсата после сепарации, проходя через межтрубное пространство теплообменных аппаратов, в отличие от сбросного газа поступают на вход в установку компримирования, заново проходя цикл сжижения. Таким образом, при длительной работе установки концентрация высококипящих компонентов в циркуляционном газе будет постепенно увеличиваться, снижая концентрацию метана. При этом не предусмотрено предварительной системы очистки газа от тяжелых углеводородов.

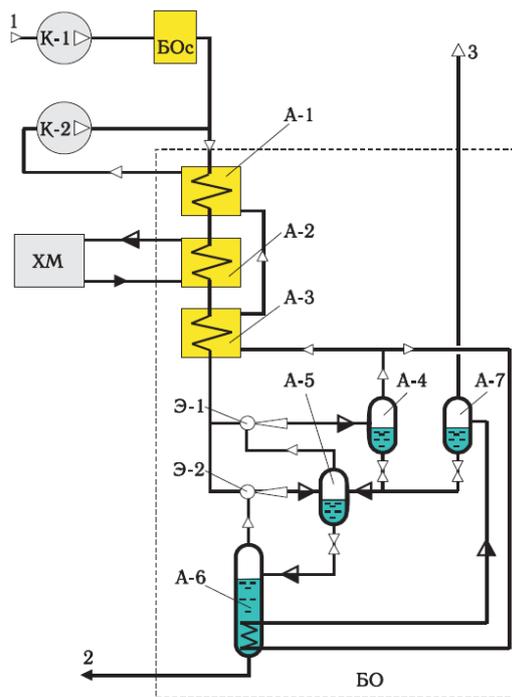


Рисунок 1.1 – Принципиальная схема сжижения природного газа на АГНКС г. Чунцин (КНР)

1 – вход ПГ в установку; 2 – выдача СПГ в систему хранения; 3 – сбросной газ из установки; К1 – компрессор охлаждаемого потока ПГ; ХО – холодильная машина; К2 – компрессора циркуляционного потока ПГ; А1, А2, А3 – рекуперативные теплообменники; А4, А5, А6, А7 – сепараторы; БО – блок сжижения; БОс – блок осушки; Э1, Э2 – эжекторы

В г. Петродворец (Ленинградская обл.) успешно эксплуатируется установка сжижения на базе АГНКС-500 с модифицированным открытым циклом Клименко производительностью до 1 т/ч [5]. Отличительной особенностью данной схемы сжижения является то, что сжижаемый поток проходит первую ступень дросселирования уже после предварительного охлаждения, при этом образовавшаяся жидкость отделяется от паровой фазы и смешивается с обратным потоком из основного сепаратора (рисунок 1.2). При этом на выходе из установки состав СПГ почти не отличается от состава входного газа, однако, как и в предыдущей схеме, состав отделяемых тяжелых фракций не рассматривается, а определяющим фактором является холодильная мощность, которую может передать эта жидкость основному потоку. Главным преимуществом схемы является отсутствие холодильной машины, капитальные затраты на которую составляют до 60% стоимости всей установки.

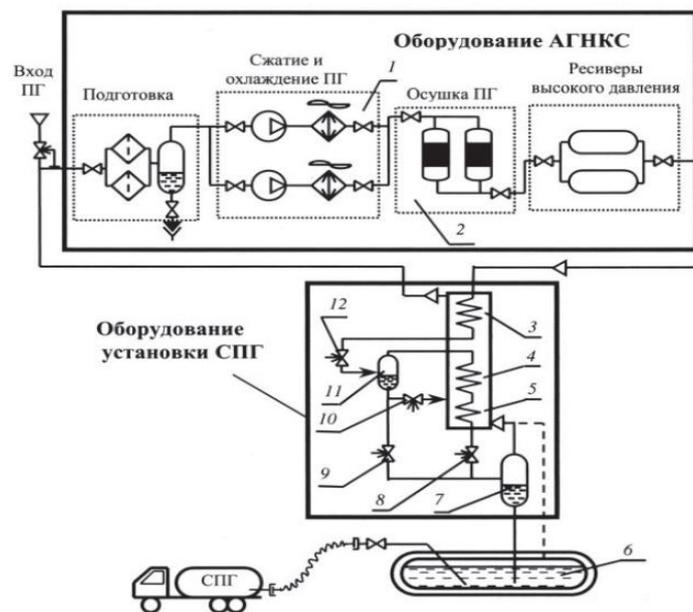


Рисунок 1.2 – Принципиальная схема установки сжижения ПГ на базе АГНКС с модифицированным «открытым циклом Клименко»

- 1 – компрессор + охладитель + влагомаслоотделитель; 2 – блок осушки ПГ;
 3 – предварительный теплообменник; 4,5 – основные теплообменники; 6 – хранилище СПГ; 7 – основной сепаратор; 8, 9, 10, 12 – дроссели; 11 – предварительный сепаратор

Наиболее эффективной технологией сжижения на АГНКС является схема, совмещенная с эффектом энергоразделения в вихревых трубах на ГРС [6], при которой обратный поток из сепаратора после прохождения через основной теплообменник дополнительно смешивается с расширенным потоком из вихревой трубы (рисунок 1.3). Вихревая труба в данном случае выполняет двойную функцию: поток холодного конца увеличивает холодильную мощность обратного потока АГНКС, а поток горячего конца с положительной температурой поступает в распределительный газопровод ГРС без необходимости предварительного подогрева газа. Такая установка позволяет вырабатывать холод на ГРС для последующего его использования на АГНКС для сжижения. В данной работе автор акцентирует внимание на энергоэффективность этой установки только в случае находящихся рядом АГНКС и ГРС, но не учитывает влияние изменения компонентного состава и давления магистрального газа на состав готового продукта, при этом в схеме не представлена сепарация высококипящих компонентов.

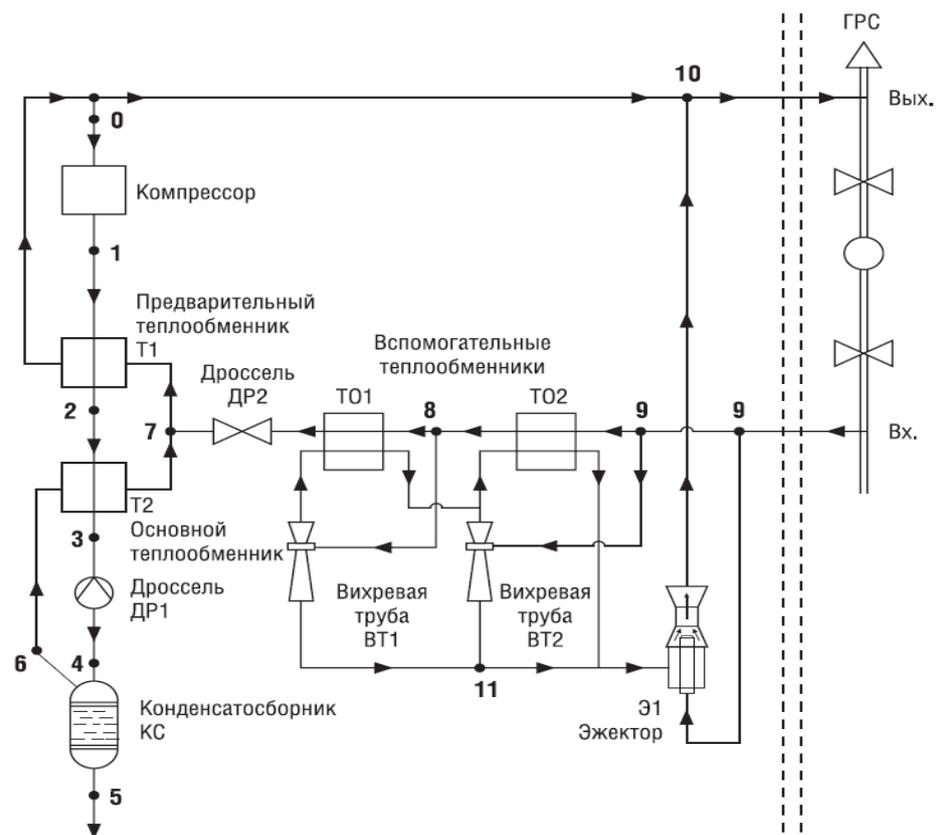


Рисунок 1.3 – Схема сжижения природного газа на совмещенной установке АГНКС-ГРС

Таким образом, на АГНКС можно получить СПГ различного состава:

- более высокого качества (повышенная концентрация метана), но с постепенным увеличением концентрации высококипящих компонентов в циркуляционном газе, что в итоге будет снижать производительность установки;
- с концентрацией метана меньше, чем во входном газе, но без накопления тяжелых фракций в циркуляционном газе.

В работах по извлечению тяжелых фракций в основном исследуются процессы сжижения природного газа при давлении менее критического значения (для метана – 4,58 МПа), поскольку многокомпонентная смесь при давлении выше данного значения находится в сверхкритическом состоянии, что не позволяет разделить жидкость от пара. К таким процессам относятся циклы с предварительным внешним охлаждением различными теплоносителями, самыми распространенными схемами являются C_3MR (внешние охладители – пропан и смешанный хладагент), DMR (двойной смешанный хладагент), SMR (один смешанный хладагент) [7]. Проведено множество исследовательских работ по определению состава отделяемого конденсата от сжижаемого потока в подобных схемах, при этом в процессе получения СПГ можно извлекать и СУГ [8,9].

На сегодняшний день существует запатентованный способ извлечения пропана и бутана из магистрального природного газа на базе ГРС [10], основными преимуществами которого является раздельное получение пропана и бутана при одновременном повышении концентрации метана в основном потоке. Недостатком данной установки является большое количество дорогостоящего оборудования, а именно: три ректификационные колонны, шесть теплообменников, три насоса и др. (рисунок 1.4).

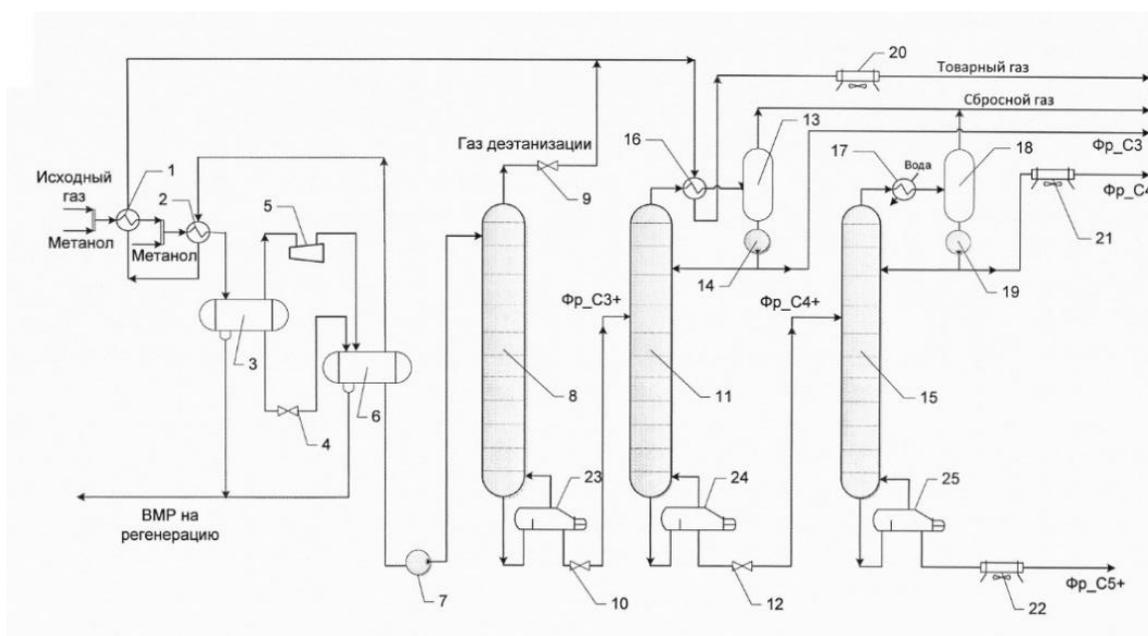


Рисунок 1.4 – Схема извлечения пропана и бутана из магистрального природного газа на ГРС (1,2,16 – рекуперативные теплообменники, 3,6,13,18 – низкотемпературные сепараторы, 8 – колонна-деэтанализатор, 11 – колонная-депропанализатор, 15 – колонна-дебутанизатор, 17 – водяной холодильник, 7,14,19 – жидкостные насосы, 20,21,22 – аппараты воздушного охлаждения, 5 – турбодетандер, 4,9,10,12 – дроссели, 23,24,25 – кубовые подогреватели)

Наибольшее распространение получил способ отделения тяжелых углеводородов, заключающийся в изобарном охлаждении потока, в ходе которого высококипящие компоненты конденсируются и отделяются от паровой фазы – метод низкотемпературной сепарации [11,12]. Данный метод широко применяется в газодобывающей отрасли – на установках комплексной подготовки газа [13], где необходимо производить отделение основной части высококипящих компонентов газа месторождения перед его подачей в магистральный газопровод.

1.2. Технологии получения СПГ на ГРС

ГРС с одновременным производством СПГ за счет перепада давления в магистральном и распределительном газопроводах является объектом газораспределения нового типа. По сравнению с обычной ГРС она одновременно способна снижать давление магистрального газа без предварительного подогрева и

производить СПГ в качестве газомоторного топлива и топлива для объектов газификации, значительно удаленных от сети газоснабжения. Важно отметить, что на типовой ГРС на подогрев редуцированного газа сжигается порядка 1 % от входного расхода [14,15].

Одними из основных характеристик процесса сжижения являются удельное энергопотребление и коэффициент сжижения, равный отношению расхода полученного сжиженного продукта к общему расходу, поступающему на сжижение. Эта величина зависит, главным образом, от входного давления и расхода газа (чем выше давление и расход, тем больше газа можно перевести в сжиженное состояние). Проведено множество исследовательских работ по оценке коэффициента сжижения магистрального газа на ГРС [14,15,16], в том числе по влиянию на коэффициент расхода отделяемых тяжелых фракций.

В работе [14] автор предлагает наиболее простой способ: на ГРС использовать сверхкритические сопла, в которых часть газа дросселируется (при этом температура потока снижается на 20-25 С⁰) до давления распределительного газопровода, при этом оставшаяся часть газа омывает стенки канала сдросселированного потока, таким образом поток низкого давления подогревается за счет второго потока и поступает к потребителю, а второй поток охлаждается дросселированным и поступает на установку сжижения (рисунок 1.5). Такая технология позволяет предварительно охладить поток, поступающий на сжижение.

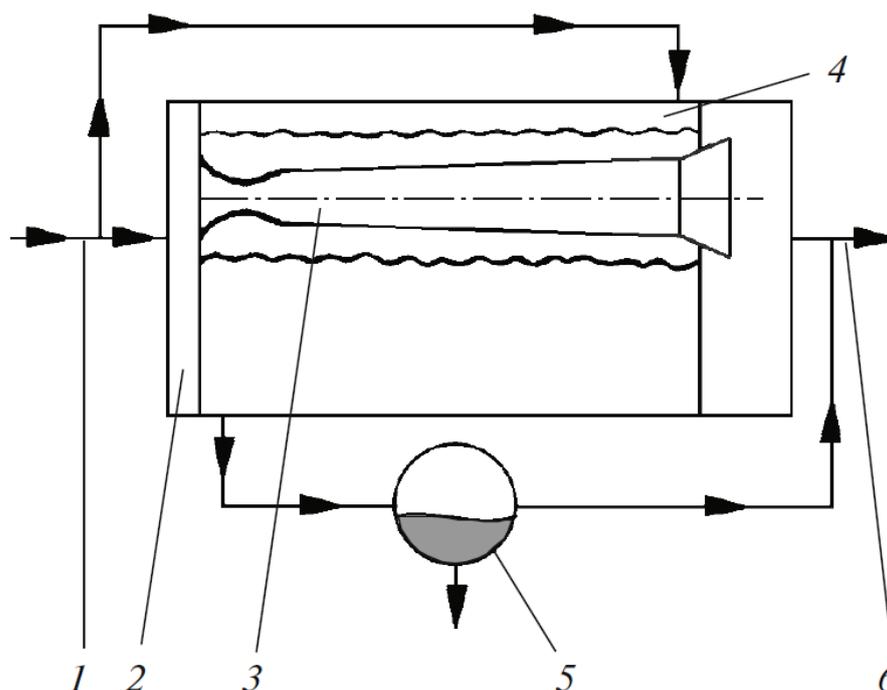


Рисунок 1.5 – Технология сжижения газа на ГРС с использованием сверхкритических сопел: 1-природный газ из магистрального газопровода, 2-регулирующая камера, 3-сверхкритическое сопло, 4-докритический канал, 5-система сжижения с выделением СПГ, 6-выдача редуцированного газа потребителю

При давлении 5,5 МПа и расходе входного газа 10 000 м³/ч (при норм. усл.) можно по циклу дросселирования сжижать до 1,2 т/ч. Автор также указывает на то, что подобные параметры входного газа имеют около 35% (1400 единиц) станций в стране, что создает хорошую базу для создания мини-заводов СПГ на ГРС. Это позволит не только эффективно производить более экологичный вид топлива, но и отказаться от значительных потерь газа, который идет на горение для подогрева редуцированного потока, что также значительно влияет на экологию.

В работе [15] автор акцентирует внимание на то, что при сжижении природного газа на ГРС сжижаемый поток должен проходить несколько стадий очистки от диоксида углерода и тяжелых углеводородов (этан и выше) (рисунок 1.6). Он также предлагает использовать каскадный процесс внешнего охлаждения для увеличения производительности установки. В качестве внешних хладагентов предлагается использовать этилен, диоксид углерода и пропан. Продукционный газ

может проходить через колонну деэтанализации, что позволит производить СПГ, являющийся практически чистым метаном, даже при значительной доле выпаривания метана в конечном сепараторе. Недостатком установки будут высокие капитальные затраты, связанные с использованием металлоемкого оборудования.

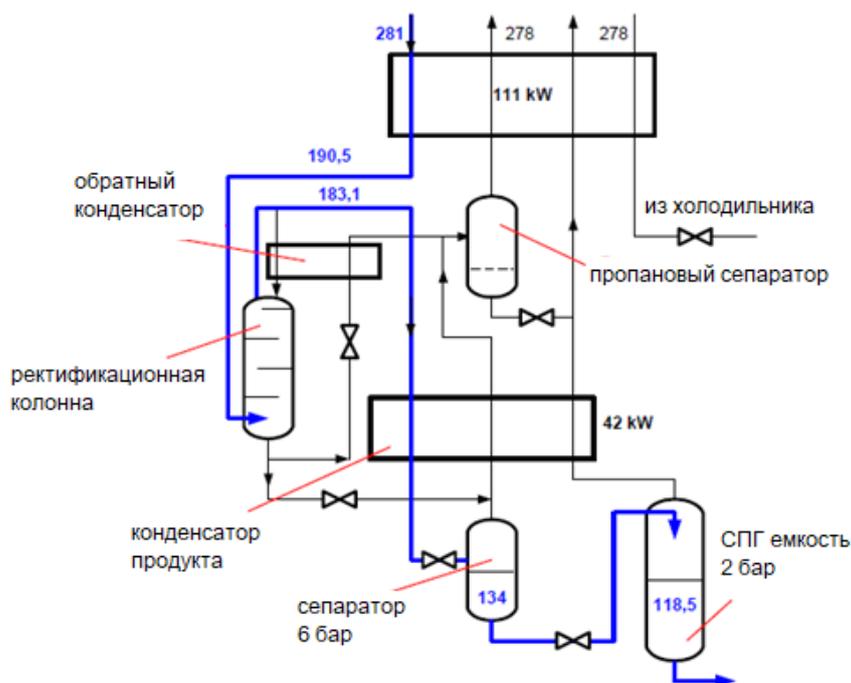


Рисунок 1.6 – Схема сжижения природного газа на ГРС с извлечением этана и пропана

В работе [16] авторы выделяют три процесса сжижения, классифицирую по производительности:

- 1) сжижение на АГНКС, производительность до 1 т/ч;
- 2) сжижение на ГРС по циклу внутреннего охлаждения, производительность до 5 т/ч;
- 3) сжижение по циклу внешнего охлаждения, производительность 10-12 т/ч.

Также рассматривается основное используемое оборудование с точки зрения массивности металлического оборудования: система очистки, детандерно-компрессорный агрегат, холодильные машины, теплообменники, резервуары хранения СПГ и регазификаторы. Отмечается, что наибольшую массу имеет теплообменное оборудование (70% от общей массы установки), которое составляет

основную часть в капитальных затратах на строительство мини-завода. В данной работе описан процесс сжижения по циклу внутреннего охлаждения на ГРС.

Изучением малотоннажного процесса сжижения за счет использования энергии давления газа в газопроводе активно занимаются ученые из Китая. Рассматриваемые процессы сжижения моделируются в программе «AspenHYSYS» (произв. США) с различной компоновкой оборудования. В каждой работе критериями эффективности установки являются коэффициент сжижения и удельное энергопотребление, а также влияние различных параметров процесса на расход отделяемого конденсата и производительность.

В работе [18] автор моделирует процесс сжижения, используя 4 теплообменных аппарата и два турбодетандера, а также два сепаратора: один – для отделения тяжелых фракций, второй – для разделения жидкого и газообразного метана (рисунок 1.7). Входной поток с давлением 4 МПа и температурой 15⁰С разделяется на два: ожижаемый и технологический. Ожижаемый поток проходит через 2 теплообменника, поступает в сепаратор для отделения конденсата тяжелых фракций и далее идет в следующие теплообменники для дальнейшего охлаждения и конденсации. Технологический поток дополнительно сжимается в компрессоре (с последующим охлаждением в водяном теплообменнике), разделяется на два потока, которые поступают на детандеры с различными температурами для расширения до различных давлений. Такая каскадная технология позволяет регулировать расходы на детандеры с целью получения различной производительности, что является отличительной чертой данного процесса. Такая схема реализуема, если на ГРС для обоих детандеров имеется два выходных газопровода различного давления: поток среднего давления и поток повышенного давления (выходное давление детандера более высокого выходного давления). Недостатком такого процесса является дополнительное энергопотребление входного компрессора, повышающего давление технологических потоков с целью увеличения холодопроизводительности. В исследовании не представлены данные по зависимости состава отделяемых

тяжелых фракций и производительности процесса от параметров потока. Коэффициент сжижения составляет 13,65%.

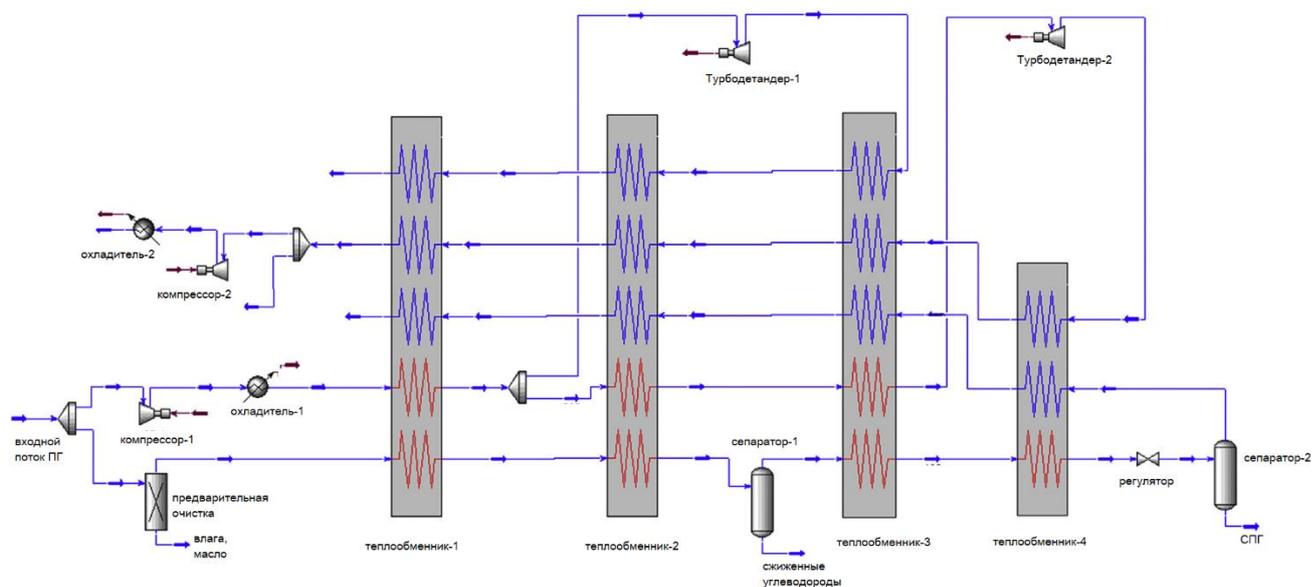


Рисунок 1.7 – Технология сжижения газа на ГРС на двухдетандерном цикле с двумя распределительными газопроводами

В работе [19] представлен процесс с последовательным сжатием в компрессорах единственного производного потока, который одновременно является и технологическим (рисунок 1.8). После сжатия газ охлаждается в теплообменнике за счет обратного потока, а затем последовательно расширяется в двух детандерах, между которыми происходит отделение тяжелых фракций. Данная технология преимущественно дешевле предыдущей, а также удельное энергопотребление процесса почти нулевое, поскольку оба компрессора вращаются за счет приводов от обоих детандеров. Существенным недостатком является сильная зависимость работоспособности от входного давления и температуры из-за конденсации тяжелых фракций. Автор отмечает, что производительность установки значительно увеличивается с увеличением входного давления, которое увеличивает холодопроизводительность турбомашин и повышает надежность их работы (без преждевременной кристаллизации тяжелых фракций). Максимально возможный коэффициент сжижения данного процесса составляет 12,61 % при более низких капитальных затратах. Авторы подробно рассматривают зависимость расхода конденсата тяжелых углеводородов и расхода

СПГ в зависимости от параметров потоков, при этом не представлены данные по компонентному составу отделяемых жидких фракций.

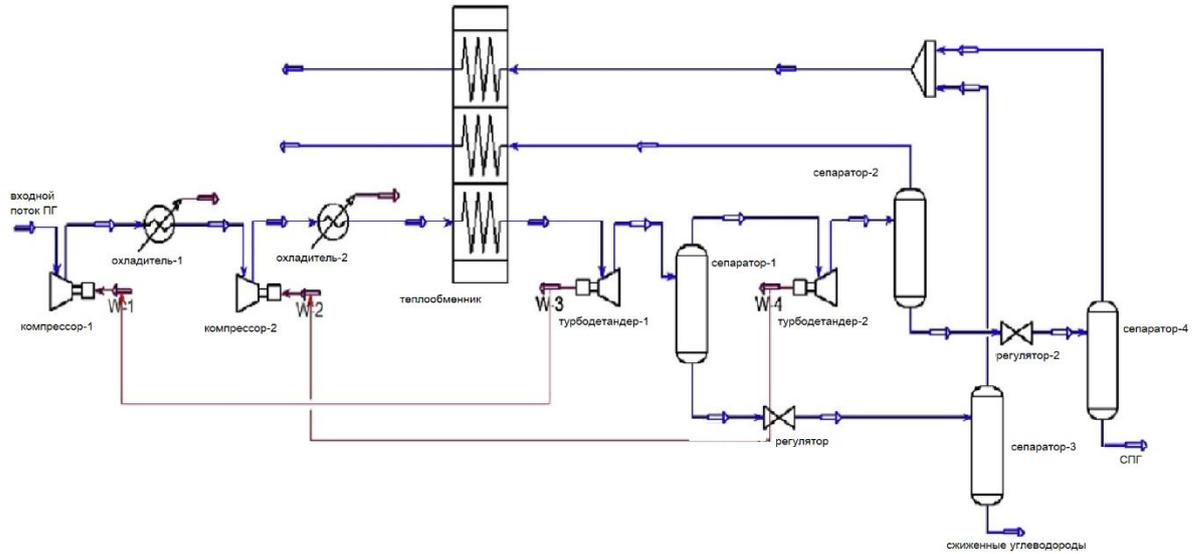


Рисунок 1.8 – Технология сжижения газа на ГРС на двухкомпрессорном цикле

В работе [20] представлен однопоточный процесс с одним детандер-компрессорным агрегатом, где также имеется два сепаратора для отделения тяжелых фракций и СПГ и два выходных распределительных газопровода (рисунок 1.9). Данное исследование аналогично предыдущему: имеются зависимости расходов конденсатов и СПГ от параметров, но нет оценки их компонентного состава. Коэффициент сжижения здесь 15,4% благодаря распределению производимого холода по различным теплообменникам.

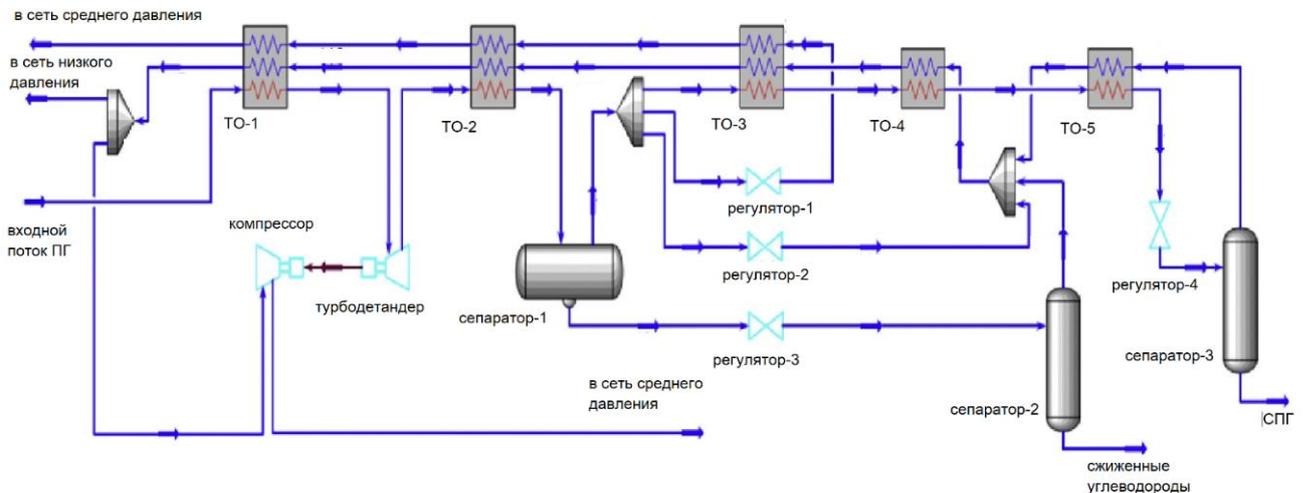


Рисунок 1.9 – Технология сжижения газа на ГРС с одним детандерно-компрессорным агрегатом

В большинстве рассмотренных схем сжижения газа на ГРС имеются расширительные машины (детандеры), которые с практической точки зрения нуждаются не только в регулярном обслуживании, требующем высококвалифицированного персонала, но и в функционировании системы улавливания капель и паров турбинного масла (в случае использования маслосистемы), поскольку масло негативно влияет на работу криогенных аппаратов.

Во всех найденных источниках нет информации о компонентном составе отделяемых жидких фракций, образуемых в процессе охлаждения потока газа высокого давления (подобно работам, описанным в разделе 1.1).

1.3. Развитие малотоннажного производства СПГ в газотранспортном предприятии

На предприятии, осуществляющим эксплуатацию магистральных газопроводов в уральском регионе, первая СПГ установка была введена в эксплуатацию в 2001 году на базе АГНКС г. Первоуральск [21]. Установка работала по циклу дросселирования без предварительного охлаждения с производительностью 0,25 т/ч. Основными потребителями электроэнергии являются две компрессорные установки мощностью 160 кВт каждая (рисунок 1.10).

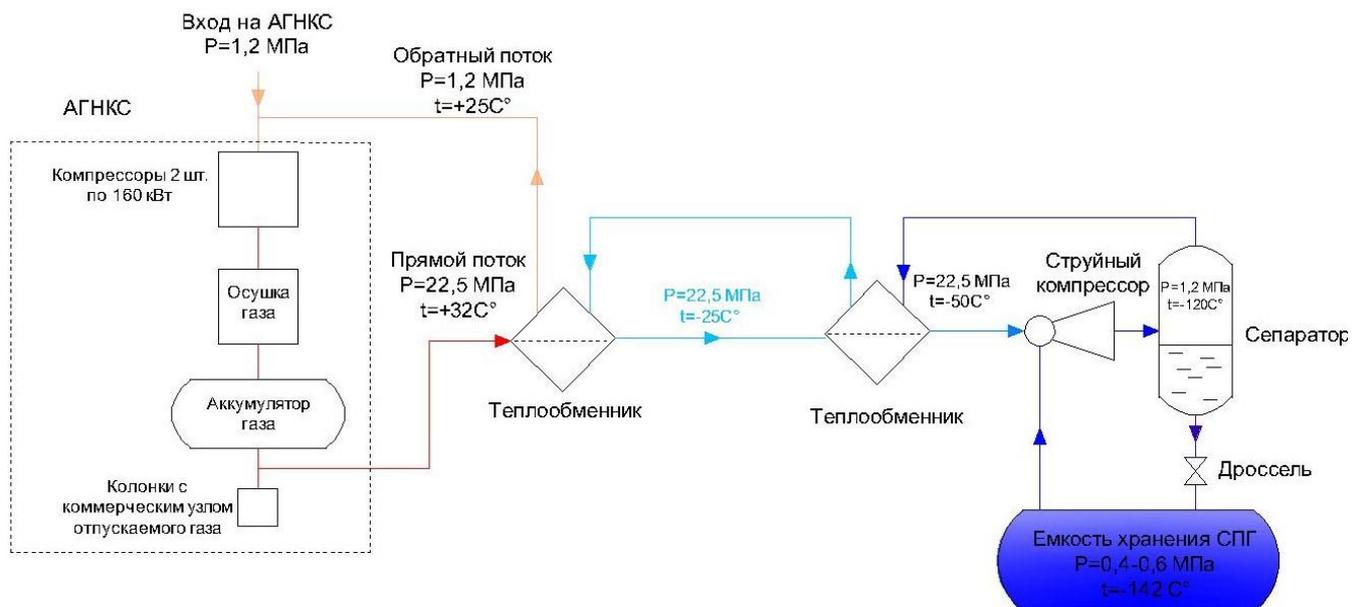


Рисунок 1.10 – Схема сжижения ПГ на АГНКС г. Первоуральск без предварительного охлаждения

Для увеличения производительности установка была дооборудована холодильной машиной на фреоне мощностью 200 кВт и дополнительным теплообменным аппаратом для предварительного охлаждения газа (рисунок 1.11). Таким образом, производительность увеличилась до 0,8 т/ч, а удельные энергозатраты снизились примерно в 2 раза.

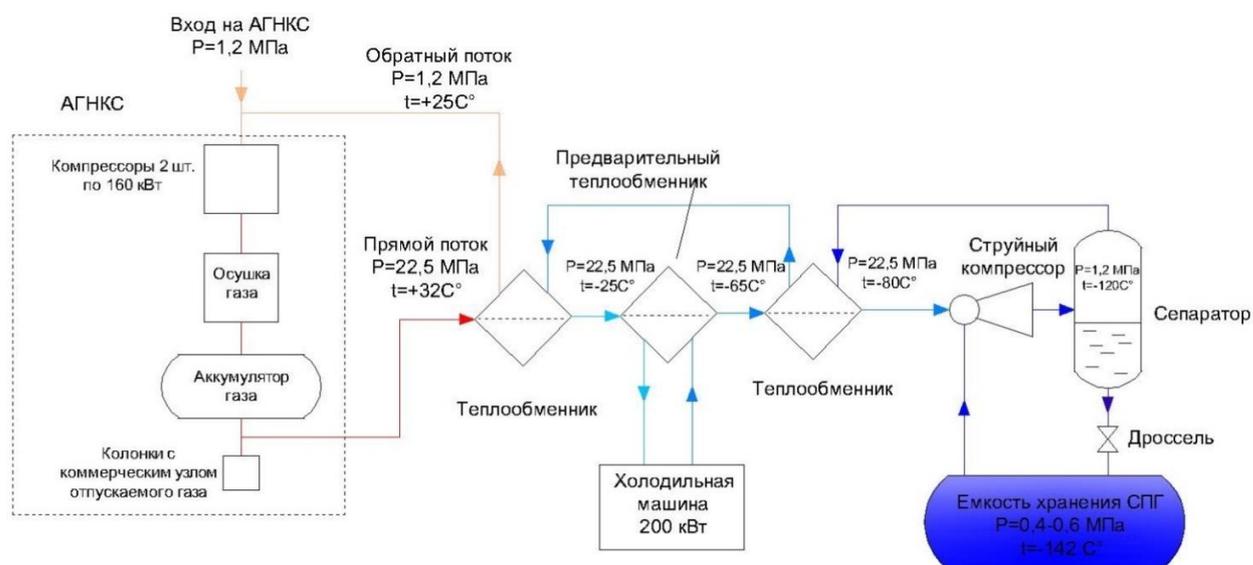


Рисунок 1.11 – Схема сжижения ПГ на АГНКС г. Первоуральск с предварительным охлаждением

Как видно, на АГНКС г. Первоуральск не предусмотрено очистки ожижаемого потока от тяжелых фракций, то есть концентрация метана в СПГ меньше, чем на входе в установку, что связано с отбором паровой фазы из сепаратора, состоящей преимущественно из метана (не менее 98%). Но этот «метановый» отбор из сепаратора одновременно является и преимуществом, циркулируя в системе с минимальным содержанием высококипящих компонентов, смешиваясь с входным газом и снижая общую концентрацию тяжелых компонентов в сжижаемом газе, однако, его влияние на концентрацию метана во входном газе незначительно в связи с малым расходом по сравнению с расходом входного газа.

В 2010 г. был пущен в опытно-промышленную эксплуатацию объект по производству СПГ на базе ГРС [22,23], на котором для сжижения газа используется

детандерный цикл среднего давления, успешно применяемый в установках для разделения воздуха [24]. Технология сжижения представлена на рисунке 1.12.

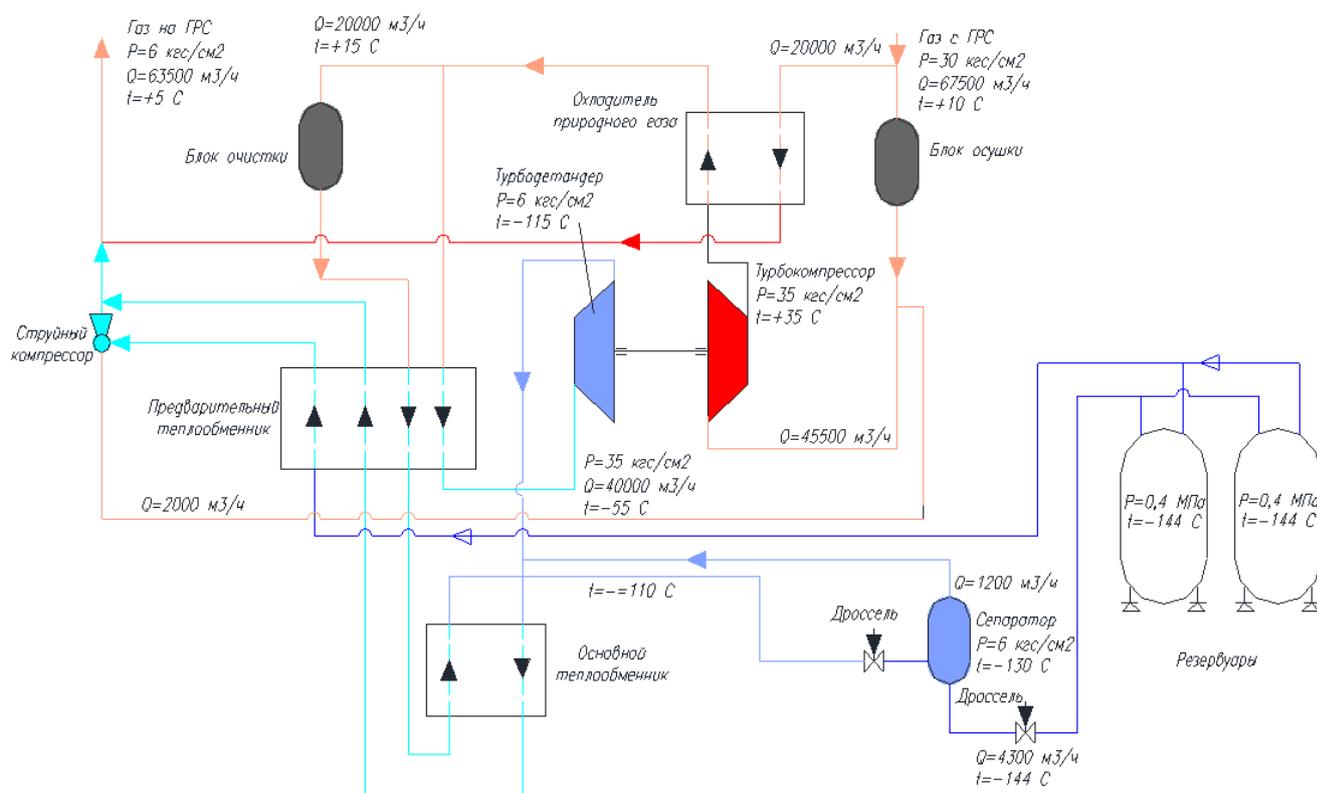


Рисунок 1.12 – Технология сжижения природного газа на ГРС

Природный газ из газотранспортной системы с давлением 35 кгс/см² (до дросселирования на ГРС) поступает на блок осушки, затем сжимается в турбокомпрессоре (на одном валу с турбодетандером) до 41 кгс/см², при этом его температура повышается до 30 – 40 °С. Для охлаждения газа после компримирования предусмотрен охладитель природного газа. Далее общий поток разделяется на сжижаемый (13,5%) и детандерный (86,5%) потоки. Сжижаемый поток приходит через блок очистки, и, далее, оба потока проходят через предварительный и основной теплообменники. В результате расширения в турбодетандере температура газа понижается примерно до -115°С. Окончательное охлаждение – примерно до -140 °С и сжижение газа осуществляется за счет дросселирования сжижаемого потока. Газо-жидкостная смесь поступает в сепаратор для отделения жидкой от паровой фазы; паровая фаза смешивается с выходным из турбодетандера потоком и охлаждает прямой детандерный и сжижаемый потоки, а жидкая фаза поступает на блок хранения.

Отличительной особенностью данного производства являются низкие удельные затраты электроэнергии ($\approx 0,025$ кВт·ч/кг СПГ) за счет сжатия газа до 41 кгс/см² в компрессоре с приводом от детандера, что позволяет существенно снизить себестоимость единицы продукта. В цикле используется потенциальная энергия потока под давлением, который не нужно сжимать до 35 кгс/см² и затем охлаждать, поскольку он уже поступает с таким давлением с ГРС.

Кроме того, использование энергии давления газа для сжижения небольшой его части (3 т/час) позволяет вернуть остальной газ (более 60 тыс. н.м³/час), фактически прошедший дросселирование до давления 0,6 МПа, с температурой +15 °С без дополнительного подогрева. Такой подогрев был бы необходим для исключения промерзания грунта вокруг трубы при обычном дросселировании на ГРС, поскольку температура газа после обычного дросселирования была бы отрицательной.

1.4. Выводы по обзору литературных источников

По результатам обзора литературных источников на предмет анализа влияния технологии и параметров процесса на состав готового продукта логично заключить об актуальности внедрения новых методов повышения концентрации метана в сжижаемом потоке природного газа на объектах малотоннажного производства.

Для решения поставленных в данном исследовании задач предлагается рассмотреть возможность и эффективность предварительного снижения концентрации тяжелых углеводородов в потоке природного газа, поступающего на установку сжижения на АГНКС, анализ возможности получения сжиженного продукта на ГРС по циклу дросселирования высокого давления, а также детальное исследование компонентного состава смеси тяжелых углеводородов, конденсирующихся при охлаждении потоков газа в процессе сжижения на ГРС. Определение зависимости состава конденсата от основных параметров потока (давление, температура, компонентный состав) позволит сделать вывод о целесообразности его отделения и дальнейшей рациональной утилизации. Решение

первой задачи для сжижения на АГНКС позволит увеличить концентрацию метана в готовом продукте при одновременном получении вторичного продукта с полезными свойствами. Результаты исследований приведены в последующих главах диссертационной работы.

ГЛАВА 2. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИРОДНОГО ГАЗА ПЕРЕД ЕГО СЖИЖЕНИЕМ НА АГНКС

2.1. Анализ компонентного состава магистрального газа

Для исследования процесса низкотемпературной сепарации компонентов природного газа в технологии сжижения необходимо проанализировать изменения компонентного состава магистрального газа, поступающего на установку сжижения. Анализ компонентного состава магистрального газа заключается в построении графиков изменения средней за месяц концентрации определенного компонента в газе. На основе имеющихся данных о компонентном составе магистрального газа Бухара-Урал за каждый месяц периода 2017-2021 гг. получены графики изменения концентрации для каждого углеводородного компонента (приложение).

Построенные графики указывают на:

незначительные изменения концентрации метана в магистральном газе в течение рассматриваемого периода – не более 1,5 % от значения средней концентрации метана за пятилетний период;

широкий диапазон изменения значений концентраций более тяжелых углеводородов в течение рассматриваемого периода – до значения более, чем в 7 раз.

Поскольку основной задачей данной работы является определение компонентного состава тяжелых углеводородов конденсата в зависимости от основных факторов, в том числе компонентного состава входного газа, то для дальнейшего расчета предлагается определить составы с наименьшей концентрацией метана (далее-верхние значения концентраций тяжелых

углеводородов) и наибольшей концентрацией метана (далее-нижние значения концентраций тяжелых углеводородов), а также состав с усредненными значениями концентраций тяжелых углеводородов:

Таблица 2.1 – Составы входного газа с верхними, нижними и средними значениями концентраций тяжелых углеводородов

	Метан	Этан	Пропан	изо-Бутан	н-Бутан	изопентан	н-Пентан	Гексаны+	Азот	Кислород	Диоксид углерода	Гелий	Водород
Верхние значения концентраций тяжелых, %	94,69	2,24	0,860	0,113	0,143	0,0306	0,0261	0,0187	1,44	0,0165	0,408	0,0184	0,0014
Средние значения концентраций тяжелых, %	95,91	1,83	0,530	0,087	0,090	0,0231	0,0155	0,0168	1,23	0,0078	0,241	0,0175	0,0011
Нижние значения концентраций тяжелых, %	97,34	1,22	0,372	0,059	0,058	0,0126	0,0072	0,0110	0,82	0,0064	0,079	-	-

2.2. Описание процесса сжижения природного газа на АГНКС

Технология сжижения газа на АГНКС заключается в последовательном изобарном охлаждении прямого потока газа сдавливанием 20,0-25,0 МПа до трех температурных уровней (рисунок 1.11): в первом теплообменнике охлаждается обратным потоком низкого давления (1,2 МПа) с 32 °С примерно до -25 °С, во втором теплообменнике – фреоном из холодильной машины мощностью 200 кВт примерно до -65 °С, далее проходит через заключительный теплообменник и охлаждается обратным потоком из сепаратора примерно до -70 – -80 °С. Затем охлажденный газ дросселируется через эжектор до 1,2 МПа, смешиваясь с эжектируемой средой – парами СПГ из емкости хранения. Эжектор в данном случае выполняет двойную роль. При этом после смешения основного потока с эжектируемым (более холодным) его температура снижается незначительно ввиду низкого расхода откачиваемого из емкости пара. Температура газа снижается примерно до -120 °С. Газ переходит в состояние влажного пара и поступает в сепаратор, где капли сжиженного газа отделяются от паровой фазы, жидкость дросселируется до давления 0,4-0,6 МПа и поступает в емкость хранения СПГ.

Поскольку в технологии не предусмотрено отделения «неметановых» компонентов, а в сепараторе значительная часть метана уходит с паровой фазой, в конечном сжиженном продукте концентрация метана становится ниже, чем во входном газе, что снижает товарное качество продукта [3] (в том числе метановое

число), и как следствие, ведет к увеличению вредных выбросов после регазификации и сжигания на объектах теплоэнергетики [25].

Ввиду того, что природный газ в процессе изобарного охлаждения имеет сверхкритические параметры (согласно методики [106] критическое давление природного газа как многокомпонентной смеси составляет порядка 5,5-5,6 МПа), при которых отсутствует граница между паровой и жидкой фазой, отделение тяжелых компонентов в процессе охлаждения не представляется возможным. Для отделения этих компонентов необходимо, чтобы газ находился в области докритических параметров (при температуре, менее критических температур компонентов и менее критического давления смеси).

Поскольку поступающий на АГНКС газ с давлением 0,6-1,2 МПа предварительно редуцируется на ГРС, имеет смысл рассмотреть возможность предварительного отделения тяжелых компонентов именно на ГРС, где газ находится в области докритических параметров.

2.3. Моделирование процесса предварительного отделения тяжелых фракций на ГРС

Для решения первой задачи исследования необходимо разработать схему с технологией отделения тяжелых фракций в процессе снижения давления потока на ГРС, при этом без применения холодильного оборудования и расширительной турбомашин, которые требуют должного обслуживания и затрат электроэнергии, но с эффективной утилизацией холода, получаемого при дросселировании газа. Наиболее подходящим методом отделения тяжелых фракций является метод низкотемпературной сепарации, в основу которого заложен принцип сжижения газов, предложенный в 1895 г. немецким физиком К. Линде [71,72,73]. В данном методе конденсация и отделение компонентов осуществляется путем охлаждения потока более высокого давления за счет этого же потока, но уже прошедшего редуцирование и ставшего более холодным. При охлаждении потока более высокого давления часть компонентов переходит в состояние капельной влаги и легко поддается сепарации.

Первоначально рассмотрим диапазон температур, в котором компоненты природного газа при давлении магистрального газопровода от 2,5 до 5,4 МПа могут переходить в жидкое состояние (таблица 2.2). Для анализа данного диапазона температур достаточно рассмотреть любой из компонентных составов, входящий в рассматриваемый диапазон (см. таблицу 2.1).

Таблица 2.2 – Значения температур конденсации основных углеводородных компонентов магистрального природного газа

	Концентрация компонента в магистральном газе, % мол.	Парциальное давление компонента в зависимости от давления магистрального газа, бар		Температура конденсации компонента в зависимости от давления магистрального газа, °С	
		2,5 МПа	5,4 МПа	2,5 МПа	5,4 МПа
Метан	94,8	23,7	51,192	-102,6	-
Этан	3,61	0,9025	1,9494	-90,7	-75,7
Пропан	1,2	0,3	0,648	-70,5	-52,7
i-бутан	0,159	0,03975	0,08586	-73,3	-61,6
h-бутан	0,158	0,0395	0,08532	-63,8	-52,1
i-пентан	0,031	0,00775	0,01674	-64,6	-59,7
h-пентан	0,021	0,00525	0,01134	-61,3	-53
Гексан +высшие	0,0196	0,0049	0,010584	-39,1	-28,7

Температура конденсации компонентов определена методом интерполяции по справочным данным [26].

Исходя из полученных данных можно сделать вывод, что большинство тяжелых компонентов (начиная с пропана и далее по увеличению количества атомов углерода – C_{3+}) достаточно отделять под давлением магистрального газа при температуре не ниже -74°C . Для этого необходимо предусмотреть два теплообменных аппарата (предварительный и основной), в которых холодным теплоносителем будет обратный расширенный поток низкой температуры после сепарации тяжелых компонентов. Поскольку магистральный природный газ при рабочем давлении имеет температуру точки росы около -20°C , необходимо предусмотреть оборудование для осушки газа, описание которого представлено в

последующих главах. Для получения данных о расходе, компонентном составе сжиженной фракции углеводородов в зависимости от различных факторов требуется провести расчеты с последующим подтверждением опытным путем.

Ручной расчет процесса конденсации является достаточно трудоемким, поскольку требует учитывать растворимость и молекулярное взаимодействие каждого соединения в многокомпонентной среде. Для снижения количества допущений, выполняемых при ручном расчете, и максимального приближения расчетных параметров процесса к реальным предлагается для моделирования технологического процесса рассмотреть программный продукт GIBBS (произв. РФ) [17].

Имеющиеся в данной программе термодинамические пакеты позволяют пользователю получить свойства самых различных смесей – от легких углеводородов до сложных нефтяных и газовых смесей, также имеются расширенные уравнения состояния для точных расчетов углеводородных систем, полуэмпирические модели и модели упругости паров для более тяжелых углеводородных систем, корреляции для точных расчетов свойств пара и модели коэффициентов активности для химических систем. В соответствии с [27,28] рекомендуемым пакетом для моделирования процессов охлаждения, разделения и сжижения газов, в том числе криогенных процессов, в основе которых лежит расчет парожидкостного равновесия, является пакет с базисным уравнением Пенга-Робинсона. Это уравнение описывает разнообразные системы в широком диапазоне условий – температура более 2 К, давление до 100 МПа. Уравнение является модифицированным уравнением Ван-дер-Ваальса [29] и для многокомпонентной смеси выглядит следующим образом:

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

или в виде полинома

$$Z^3 - (1 - B) \cdot Z^2 + (A - 2B - 3B^2) \cdot Z - (AB - B^2 - B^3) = 0, \text{ где}$$

$$A = \sum \sum y_i y_j A_{ij}, \quad A_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{A_i A_j}, \quad B = \sum y_i B_i$$

$$A_i = \frac{a(T) \cdot P}{R^2 \cdot T^2}, \quad B_i = \frac{b(T) \cdot P}{R \cdot T}, \quad Z = \frac{P \cdot V_m}{R \cdot T}$$

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

$$b(T) = b(T_c),$$

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

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

$$\alpha = \left(1 + \kappa \cdot \left(1 - T_r^{0,5}\right)\right)^2,$$

$$\kappa = 0,37464 + 1,54226 \cdot \omega - 0,26992 \cdot \omega^2, \quad T_r = \frac{T}{T_c}$$

Используемые обозначения: P -давление газа, R -универсальная газовая постоянная, V_m -молярный объем, T_c -критическая температура газа, P_c -критическое давление газа, T -температура газа, ω -acentрический фактор (определяется по справочным данным), Z -коэффициент сжимаемости газа, k_{ij} -коэффициент бинарного взаимодействия (между i -ым и j -ым компонентом смеси) (определяется по справочным данным), y_i -мольное содержание компонента смеси.

Указанная зависимость подробно описана во многих научных работах [27,28,30,31]. Помимо уравнения термодинамического состояния программный пакет использует уравнения материального и теплового баланса и др.

Для подтверждения достоверности получаемых в данной программе данных моделирования необходимо провести сравнительный анализ фактических параметров действующего оборудования с расчетными данными модели. Для этого достаточно смоделировать в программе действующий производственный процесс, используя в модели фактические параметры работы объекта, и сравнить полученные расчетные значения производительности и состава продукта с фактическими.

В качестве рассматриваемого действующего объекта в данной работе принят объект малотоннажного производства СПГ на базе ГРС, эксплуатируемый одним из газотранспортных предприятий и реализующий технологию сжижения по циклу внутреннего охлаждения за счет перепада давления магистрального газа с применением низкотемпературной сепарации. Фактические параметры работы объекта, необходимые для получения расчетных данных в сформированной модели, принимаются в соответствии с данными поверенных контрольно-

измерительных приборов объекта и результатов анализа компонентного состава¹ входного газа в апреле-месяце 2021 (таблица 2.3), после чего проецируются в модель (рисунок 2.1).

Таблица 2.3 – Фактические параметры работы действующего объекта производства СПГ

Основные параметры работы оборудования, необходимые для получения расчетных данных в модели		Ед.изм.	Значение	Технологическая точка в модели
Концентрация компонентов в потоке газа на входе в турбокомпрессор	метан	% мол.	96,21	1
	этан		1,7	
	пропан		0,459	
	изобутан		0,079	
	н-бутан		0,074	
	изопентан		0,0179	
	н-пентан		0,0116	
	гексан+		0,0117	
	Диоксид углерода		0,217	
	Кислород		0,0122	
	Азот		1,19	
	Гелий		0,0168	
	Водород		0,0012	
Расход газа на входе в турбокомпрессор		кг/ч	18202	
Давление потока на входе в турбокомпрессор		МПа	2,44	
Температура потока на входе в турбокомпрессор		°С	0	
Давление потока на выходе из турбокомпрессора		МПа	2,84	2
Температура потока на выходе из турбокомпрессора		°С	14,2	
Температура охлаждаемых потоков на выходе из предварительного теплообменника		°С	-60,5	
Давление потока на входе в турбодетандер		МПа	2,04	3
Расход газа на входе в турбодетандер		кг/ч	14107	
Давление потока на выходе из турбодетандера		МПа	0,62	4
Температура потока на выходе из турбодетандера		°С	-88,6	
Давление сжижаемого потока перед дросселем сепаратора		МПа	2,76	5
Температура сжижаемого потока перед дросселем сепаратора		°С	-93	
Расход газа на входе в сепаратор		кг/ч	4095	
Давление потока газа на выходе из блока сжижения		МПа	0,61	6
Температура потока газа на выходе из блока сжижения		°С	5,2	
Давление в емкости хранения СПГ		МПа	0,58	7

¹ Анализ компонентного состав проводился в аттестованной лаборатории указанной эксплуатирующей организации

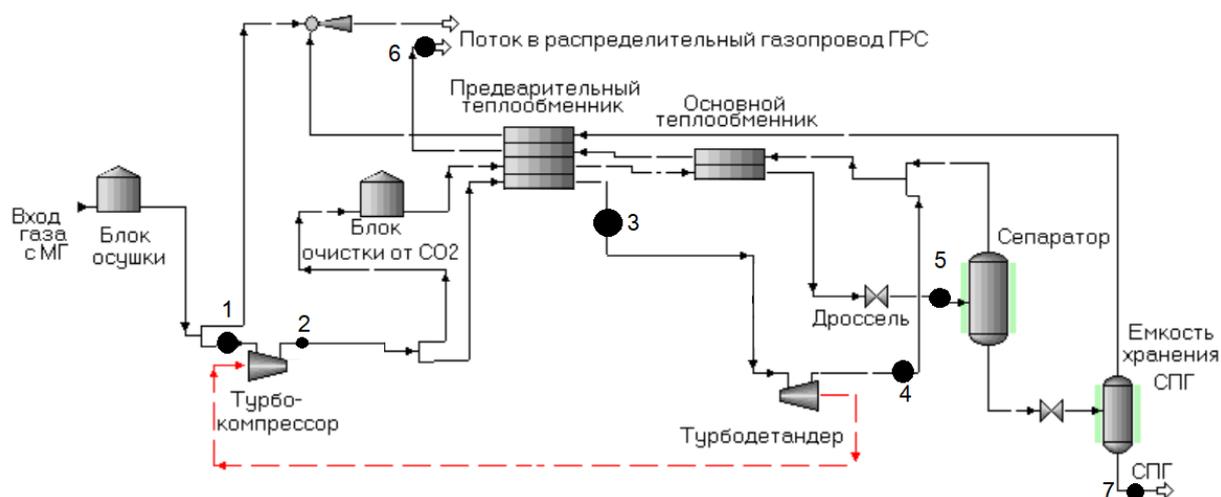


Рисунок 2.1 – Сформированная в программе GIBBS модель действующего объекта по производству СПГ на ГРС (параметры в выделенных точках задаются для расчета)

В результате моделирования получены расчетные значения производительности СПГ и компонентный состав получаемого СПГ, которые необходимо сравнить с фактическими значениями, определенными также из показаний контрольно-измерительных приборов и результатов проведенного в лаборатории анализа компонентного состава СПГ. Указанные фактические и расчетные значения, а также разница между ними представлены в таблице 2.4.

Таблица 2.4 – Значения параметров работы рассматриваемого производственного объекта, определенные по результатам фактических измерений и расчетов модели

Оцениваемый параметр		Ед.изм.	Расчетное значение	Фактическое значение	Разница, %
Величина					
Концентрация компонентов в СПГ	метан	% мол.	90,3	90,8	0,55
	этан		6,2	5,98	3,67
	пропан		1,85	1,89	2,1
	изобутан		0,31	0,3	3,33
	н-бутан		0,3	0,29	3,45
	изопентан		0,04	0,039	2,5
	н-пентан		0,05	0,048	4,17
	гексан+		0,029	0,032	10,3
	Диоксид углерода		0,73	0,62	17,7
	Кислород		0	<0,005	0
	Азот		0,12	0,115	4,3
	Гелий		0,0016	0,0017	5,9
Водород	0	<0,001	0		
Производительность по СПГ		кг/ч	1095	1056	3,7

В соответствии с данными таблицы 2.4 разница между полученными расчетными данными и измеренными на действующем производственном объекте значениями составляет не более 6%, за исключением молярной доли гексана (разница 10,3%) и диоксида углерода (17,7 %). Повышенная разница данных значений может быть связана со следующими причинами:

лабораторный прибор, на котором проводился анализ газа, полученного путем регазификации пробы СПГ, способен определять концентрации более высших углеводородов, чем гексан, определялась суммарная доля компонентов гексана и более высших, в расчетной модели принималась только концентрация гексана ввиду отсутствия данных о концентрации более тяжелых углеводородов во входном газе;

исключительная работа блока очистки от диоксида углерода производственного объекта (к примеру, проскок углекислоты ввиду перенасыщения адсорбента в момент взятия проб).

Тем не менее, при анализе полученных значений не выявлено причин, препятствующих применению рассмотренного программного продукта для достижения целей исследования, поэтому дальнейшую работу по моделированию процессов низкотемпературной сепарации предлагается проводить в указанной программе.

В рамках данной работы выполнены более подробные исследования процесса низкотемпературной сепарации углеводородов на рассмотренном действующем объекте производства СПГ. Результаты этих исследований лишь подтверждают эффективность предлагаемой далее схемы и поэтому отражены отдельно в главе 4.

На рисунке 2.2 представлена предлагаемая модель технологии отделения тяжелых углеводородов в процессе дросселирования природного газа на ГРС, сформированная в используемой программе.

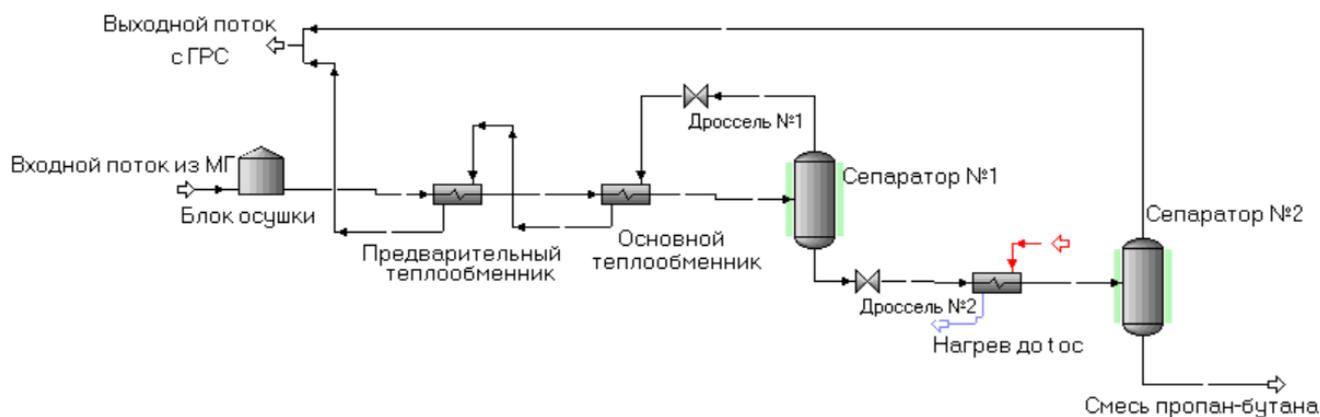


Рисунок 2.2 – Модель технологии отделения тяжелых углеводородов на газораспределительной станции

В данной модели поток природного газа из магистрального газопровода после предварительной осушки поступает последовательно в трубный пучок предварительного, а затем основного теплообменника, в результате чего охлаждается обратным холодным потоком до такого значения температуры, которого необходимо достичь, чтобы конденсировались алканы C_{3+} (см. анализ таблицы 2.2). Для отделения сжиженных компонентов, сконденсированных в процессе охлаждения потока высокого давления до состояния капельной жидкости, предусмотрен сепаратор (сепаратор №1 на рисунке 2.2). Паровая фаза сепаратора расширяется до выходного давления ГРС, проходя через регулятор (дроссель №1 на рисунке 2.2), при этом ее температура снижается, что позволяет обеспечить необходимый температурный напор в теплообменниках для охлаждения прямого потока. Пройдя оба теплообменника данный поток нагревается за счет прямого потока и выходит в распределительный коллектор ГРС. Полученная в сепараторе №1 жидкость также редуцируется до давления выходящего потока ГРС (дроссель №2) и нагревается до температуры окружающей среды при прохождении через атмосферный теплообменник – регазификатор сжиженного газа, в котором источником теплоты является окружающий воздух, температура которого зависит от времени года. Отличительной чертой данной схемы является отсутствие энергозатратных подогревателей для нагрева жидкости, однако, температуру после регазификатора невозможно регулировать, поэтому требуется тщательный анализ

по выбору необходимого режима работы оборудования. При изобарном нагреве часть жидкости испаряется (в основном низкокипящие компоненты), после чего пары отделяются от остатков жидкости в другом сепараторе (сепаратор №2 на рисунке 2.2). Доля сжиженных компонентов и состав выходящего потока газа низкого давления зависит от компонентного состава и давления входного газа, а также от значений температуры сепарируемого потока и температуры окружающей среды, расчет которых представлен в последующих разделах.

Наиболее эффективной будет схема извлечения тяжелых углеводородов, при которой извлекаемая смесь может быть реализована как готовый коммерческий продукт. Проанализировав нормативные требования к техническим характеристикам жидких углеводородных продуктов, наиболее привлекательным по простоте получения и технической возможности реализации на ГРС представляется пропан-бутановый продукт.

Для получения в качестве жидкой фракции пропан-бутанового продукта с компонентным составом, соответствующим требованиям ГОСТ Р 52087-2018 «Газы углеводородные сжиженные топливные. Технические условия» [32], в условиях меняющегося компонентного состава и давления входного (магистрального) газа, а также сезона года, необходимо определить диапазон основного параметра схемы – температуры перед сепаратором, при котором схема будет функционировать.

Расчет и анализ данного параметра представлен в разделе 2.4. В расчете теплопритоки к теплообменному оборудованию приняты минимальными (порядка 2% от мощности оборудования).

2.4. Анализ влияния внутренних и внешних параметров схемы на компонентный состав выходящих потоков

Компонентный состав получаемой жидкой фракции углеводородов и выходящего потока природного газа зависит от следующих внутренних и внешних параметров:

- Внешние:

- компонентный состав магистрального(входного) газа;
- температура окружающей среды;
- давление магистрального газа;

- Внутренние:

- давление сепарации (давление в сепараторе №1 и №2);
- температура перед сепарацией.

Для данного исследования давление в сепараторах №1 и №2 принято постоянным со значением 1,2 МПа, поскольку именно с таким давлением газ поступает на АГНКС. Рассмотрение редуцирования потоков до более высокого давления в данной работе не целесообразно, в том числе по причине того, что давление пропан-бутановой жидкой фракции не должно превышать 1,6 МПа согласно нормативному требованию.

Учитывая, что пропан-бутановые продукты реализуются под различными марками (пропан технический, пропан автомобильный, пропан бутан автомобильный, пропан бутан технический, бутан технический), в рамках данного исследования будут рассматриваться следующие основные характеристики, по которым оценивается отнесение продукта к определенной марке пропан-бутанового продукта согласно [32]:

- массовая доля пропана, %;
- массовая доля бутанов, %;
- давление насыщенных паров при температуре 45⁰С, МПа.

Нормативные ограничения по концентрации пропана предъявляются к следующим маркам:

- пропан технический- не менее 75% пропана,
- пропан автомобильный – от 75 до 95% пропана,
- пропан-бутан автомобильный – от 40 до 60% пропана,
- пропан-бутан технический и бутан технический – не нормируется.

Нормативные ограничения по концентрации бутанов предъявляются к следующим маркам:

пропан-бутан технический- не более 60%,
бутан технический – не менее 60%,
концентрация бутанов для остальных марок не нормируется, однако, ее определение обязательно.

Нормативное ограничение по давлению насыщенных паров при температуре +45⁰С для всех марок составляет не более 1,6 МПа.

В указанном нормативном документе дополнительным требованием к продукту является объемная доля жидкого остатка при 20⁰С, которая указывает о наличии воды и щелочи. Учитывая, что рассматриваемая схема предусматривает осушку основного потока газа до температуры точки росы порядка -60⁰С, для данного исследования определение наличия остаточной влаги в сжиженном продукте не представляется необходимым.

Для определения диапазона параметров предлагаемой схемы и выбора оптимального режима ее функционирования, обеспечивающих получение пропан-бутанового продукта, отвечающего нормативным требованиям, предлагается поэтапно проанализировать зависимость температуры сепарации от внешних параметров, начиная с наиболее вероятных в реальных условиях эксплуатации. Расчет представлен в следующем разделе.

2.4.1. Определение параметров схемы при средних значениях концентраций тяжелых углеводородов в магистральном газе

Рассмотрим влияние температуры сепарации на характеристики получаемой жидкой фракции и состав обратного потока природного газа при следующих условиях:

температура окружающей среды – от -30⁰С до +30⁰С,

давление магистрального газа – от 2,5 МПа до 5,4 МПа (является давлением в сепараторе №1 при условии отсутствия перепада давления у прямого потока в теплообменниках),

температура магистрального газа - +5⁰С,

значения концентраций тяжелых углеводородов – средние (согласно таблице 2.1).

Изменение температуры сепарации примем с шагом 10°C . Изменение давления магистрального газа примем с шагом 1,0 МПа. С учетом рассчитанных температур конденсации компонентов, представленных в таблице 2.2, изменение температуры перед сепаратором примем от -75°C до -45°C . Для указанных диапазонов изменения величин сформированы графики изменения рассчитанных значений характеристик получаемого жидкого продукта (рисунки 2.3-2.6).

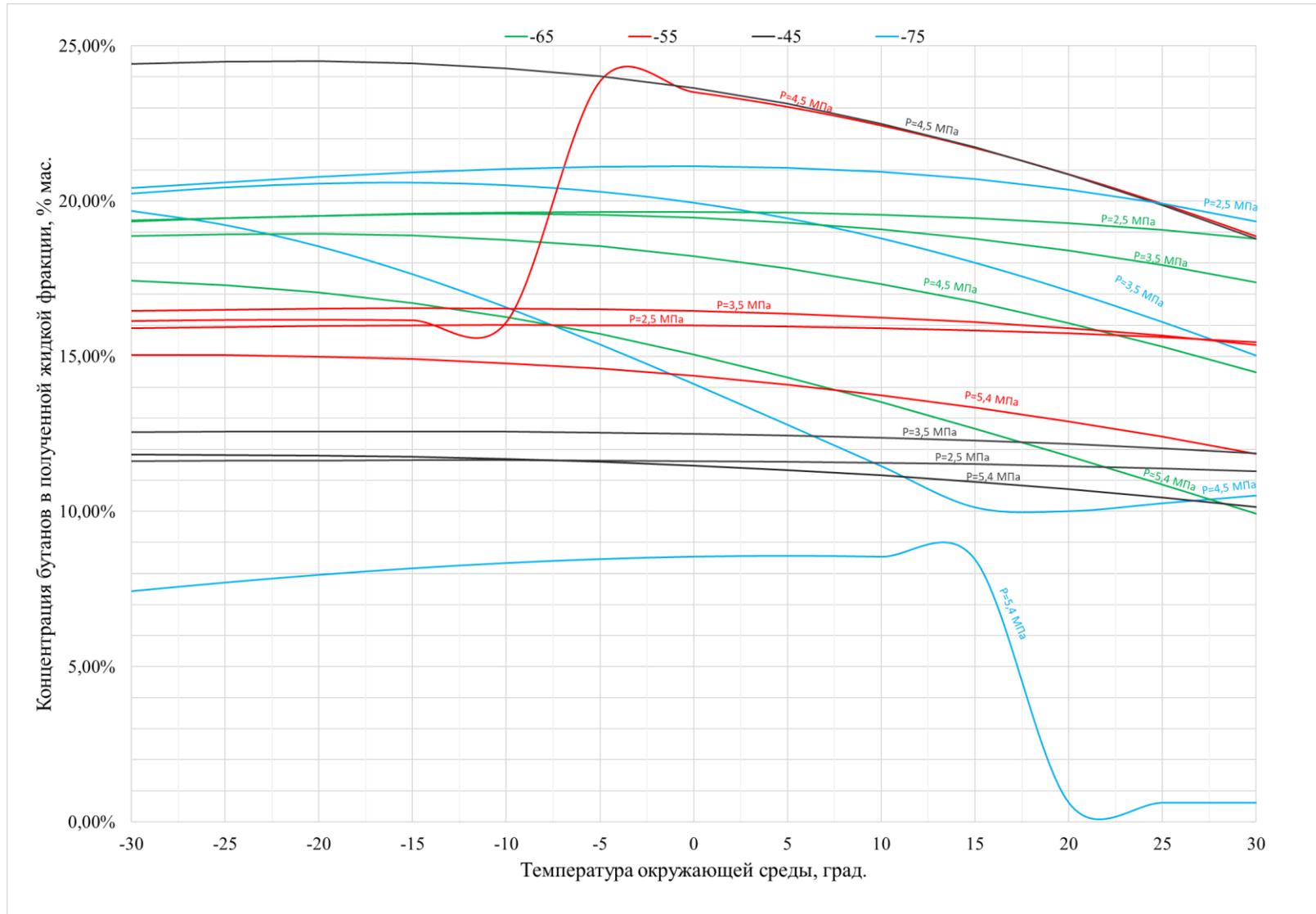


Рисунок 2.3 –График зависимости концентраций бутанов в получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при средних концентрациях тяжелых углеводородов)

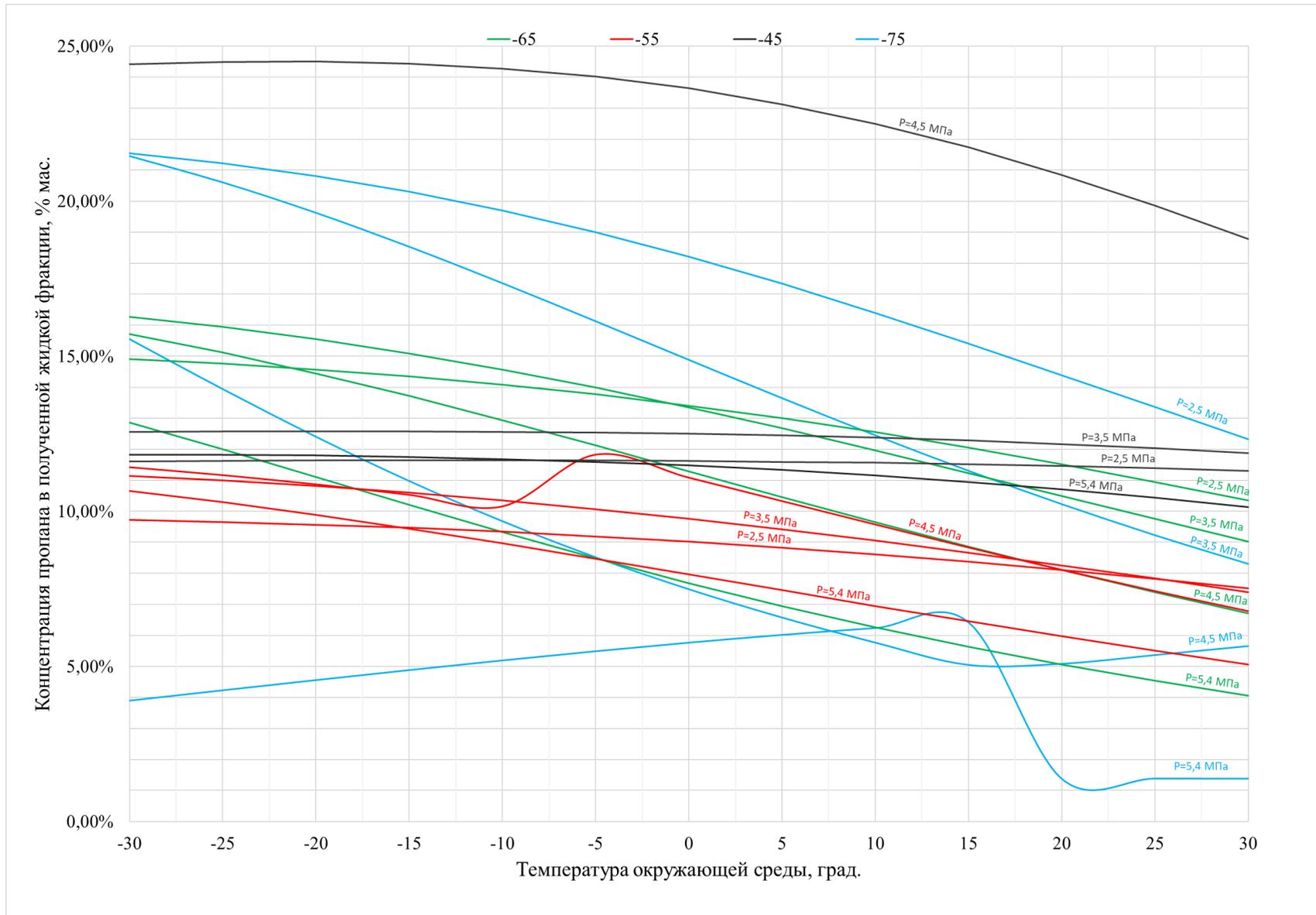


Рисунок 2.4 –График зависимости концентраций пропана в получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при средних концентрациях тяжелых углеводородов)

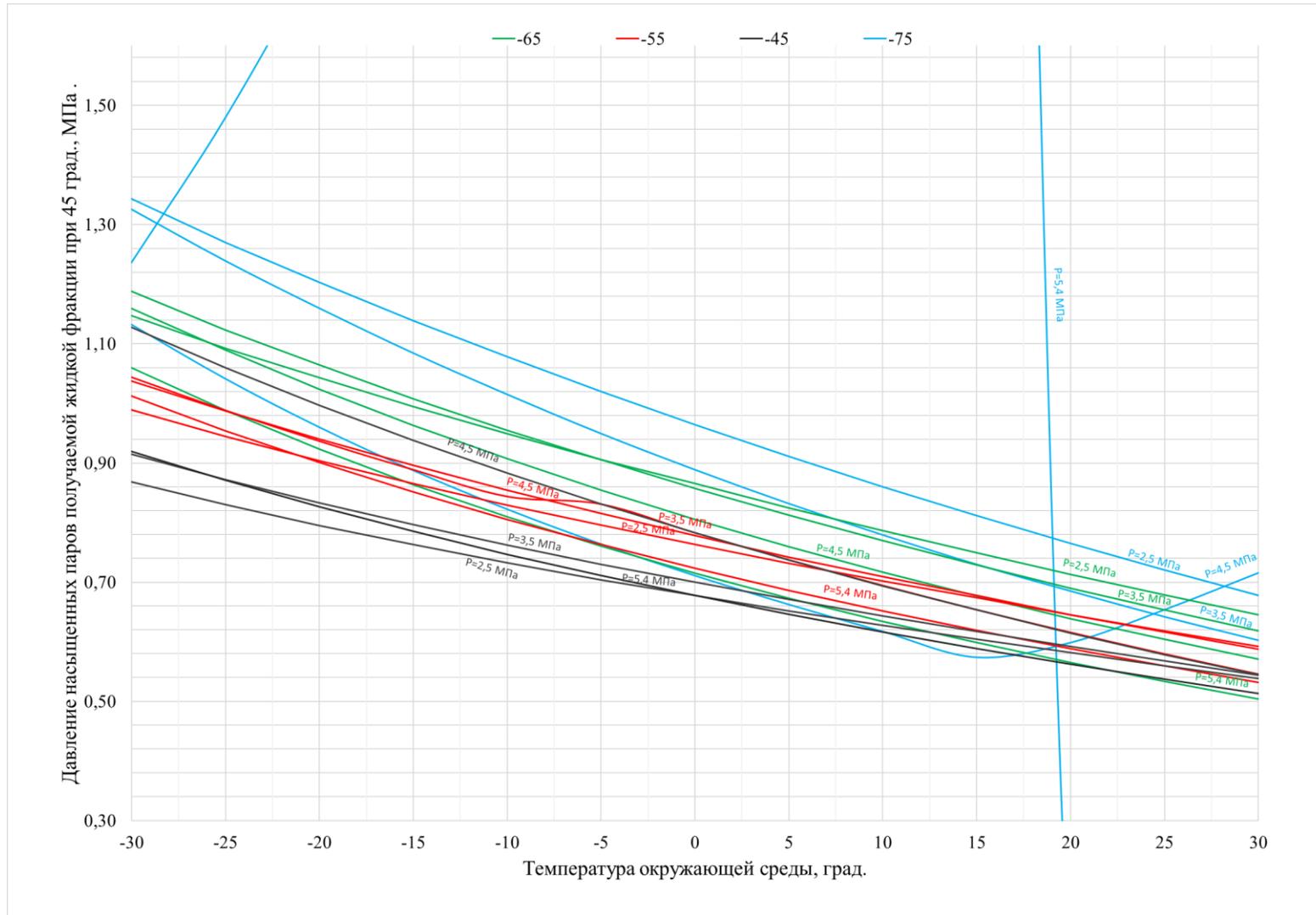


Рисунок 2.5 –График зависимости давления насыщенных паров получаемой жидкой фракции при температуре 45⁰С от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при средних концентрациях тяжелых углеводородов)

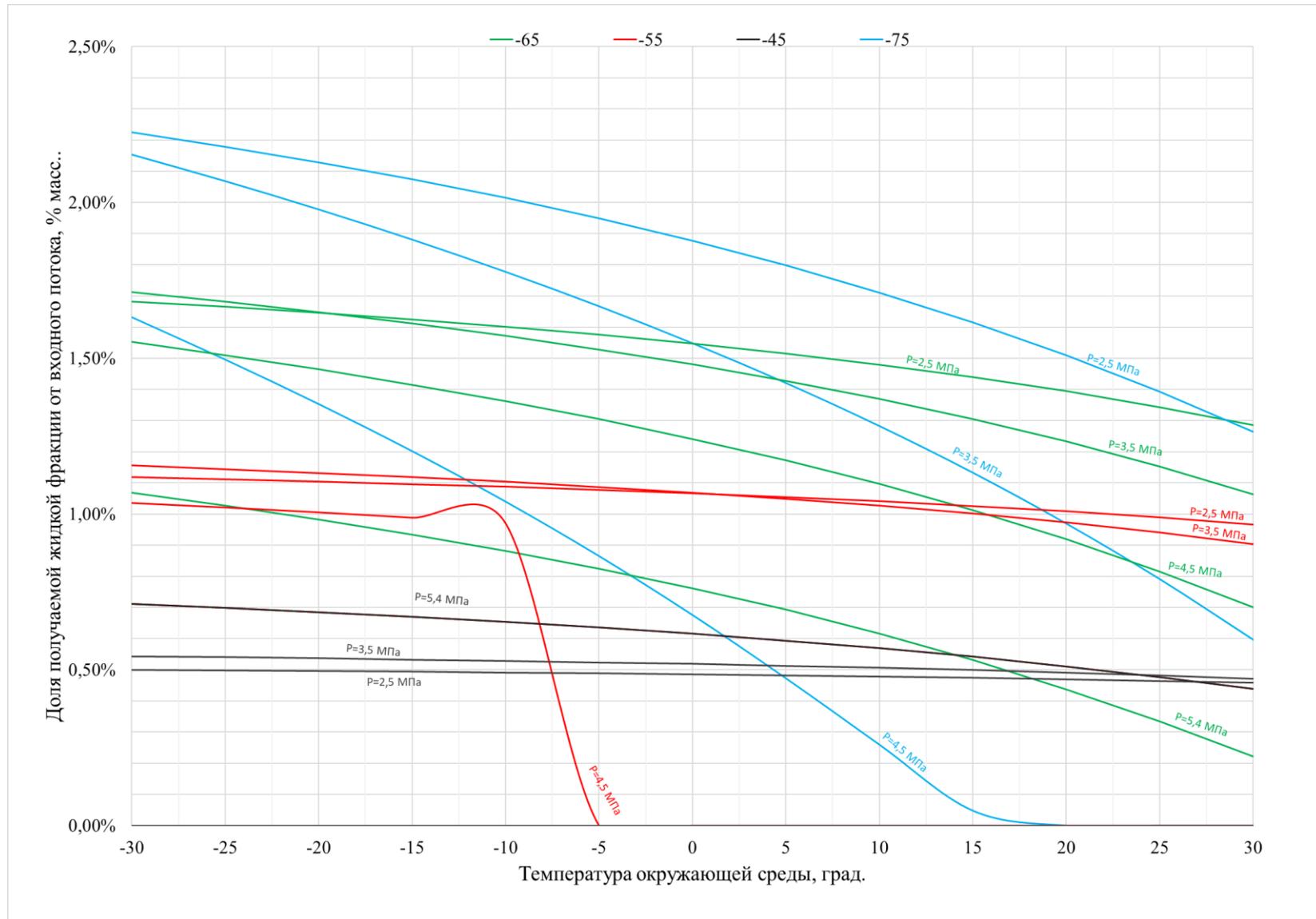


Рисунок 2.6 – График зависимости доли получаемой жидкой фракции (от входного потока) от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при средних концентрациях тяжелых углеводородов)

В соответствии с графиками на рисунках 2.3 и 2.4 концентрации бутанов и пропана варьируются от 0% до 25%, следовательно, рассчитанные диапазоны концентраций пропана и бутанов подходят только для марки пропана-бутана технического. Наибольшие значения концентраций данных компонентов достигаются:

при низких температурах окружающей среды (это связано с уменьшением доли испаряемых бутанов и пропана в сепараторе №2);

при давлении магистрального газа от 3,5 до 4,5 МПа и температуре сепарации порядка от -55°C до -45°C ;

при давлении магистрального газа от 2,5 до 3,5 МПа и при температуре от -75°C до -65°C .

Наибольшее нормативное давление насыщенных паров пропан-бутана технического при температуре 45°C составляет 1,6 МПа. График на рисунке 2.13 говорит о соответствии получаемой сжиженной фракции при любых значениях внутренних и внешних факторов (в рассматриваемых диапазонах), за исключением случая, когда газ поступает с давлением магистрального газа порядка 5,4 МПа и охлаждается до температуры порядка -75°C . При таких условиях конденсируются и растворяются низкокипящие компоненты, которые при увеличении температуры окружающей среды испаряются, создавая дополнительное парциальное давление.

Полученные зависимости на рисунке 2.6 свидетельствуют о том, что при определенных значениях факторов сжиженную часть получить невозможно, в основном при давлении магистрального газа от 4,5 до 5,4 МПа, температуре сепарации -55°C и температуре окружающей среды выше -5°C .

При рассматриваемых значениях давления и температуры азот, кислород и диоксид углерода не претерпевают переходов в жидкое состояние, конденсируются только углеводороды. Следовательно, для выполнения задачи повышения концентрации метана на входе в АГНКС необходимо проанализировать изменение концентрации метана в общем потоке газа, выходящем из обоих сепараторов в виде паровой фазы и поступающего на АГНКС для сжижения (рисунок 2.7).

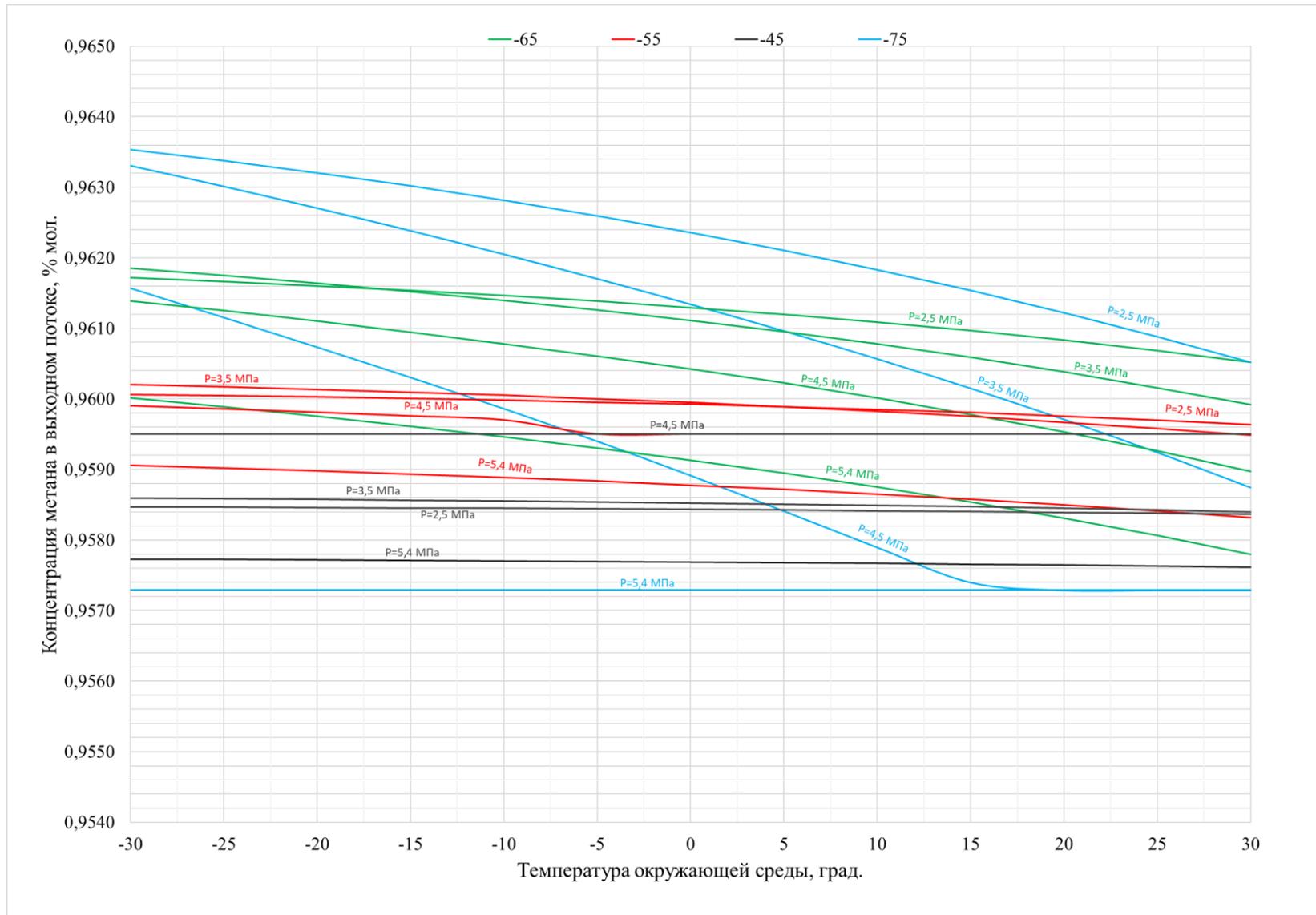


Рисунок 2.7 – График зависимости концентрации метана в выходном потоке от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при средних концентрациях тяжелых углеводородов)

На графике рисунка 2.7 наблюдается незначительное изменение концентрации метана в рассматриваемых диапазонах меняющихся величин, при этом ее максимальные значения достигаются при наименьших давлениях магистрального газа (от 2,5 до 3,5 МПа), наименьших температурах охлаждения (от -75°C до -65°C) и низких температурах окружающей среды.

Полученные зависимости могли бы использоваться в процессе эксплуатации оборудования по предлагаемой схеме для регулирования состава получаемого жидкого продукта в зависимости от давления магистрального газа и температуры окружающей среды.

В заключении данного раздела в качестве примера представлены основные характеристики получаемых выходящих потоков предлагаемой схемы (таблица 2.5) – потока технического пропан-бутана и потока расширенного природного газа – для различных сезонов года со средними температурами окружающей среды (зимний – средняя температура окружающей среды -20°C , осенне-весенний – средняя температура окружающей среды 0°C , летний – средняя температура окружающей среды 20°C) при следующих значениях, взятых на основе предыдущего анализа:

давление магистрального газа – 3,0 МПа,

температура потока после основного теплообменника – -70°C .

Таблица 2.5 – Параметры потоков схемы (при средних значениях концентраций компонентов магистрального газа) в зависимости от температуры окружающей среды

	Состав магистрального газа, % мол.(согласно табл. 2.1)	Зимний период		Осенне-весенний период		Летний период	
		Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.	Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.	Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.
Метан	95,91	2,33%	96,25%	1,70%	96,18%	1,27%	96,08%
Этан	1,83	5,13%	1,78%	3,64%	1,80%	2,51%	1,81%
пропан	0,53	18,21%	0,40%	15,73%	0,43%	12,35%	0,47%
изобутан	0,087	9,03%	0,04%	8,91%	0,04%	8,23%	0,05%
н-бутан	0,09	11,39%	0,03%	11,63%	0,03%	11,35%	0,04%
изопентан	0,0231	46,08%	0,03%	49,80%	0,03%	54,41%	0,06%
н-пентан	0,0155	3,23%	0,00%	3,52%	0,00%	3,94%	0,00%
гексан+	0,0168	4,43%	0,00%	4,94%	0,00%	5,86%	0,00%
диоксид углерода	0,241	0,18%	0,24%	0,12%	0,24%	0,08%	0,24%
азот	1,23	0,00%	1,23%	0,00%	1,23%	0,00%	1,23%
кислород	0,0078	0,00%	0,01%	0,00%	0,01%	0,00%	0,01%
Давление насыщенных паров сжиженного потока при 45 град., МПа	-	1,13		0,91		0,73	
Доля сжиженного потока от входно, % мас.	-	1,90%		1,69%		1,38%	
Температуры выходящего потока, град.	-5,6	0,2		0,4		0,6	

Концентрация метана в обратном потоке газа незначительно выше, чем во входном газе. Однако немаловажно отметить, что температура выходящего газа низкого давления выше, чем при обычном дросселировании на ГРС, что снижает расходы на собственные нужды на подогрев газа. Расход жидкого продукта уменьшается с увеличением температуры окружающего воздуха.

2.4.2. Определение параметров схемы при наибольших значениях концентраций тяжелых углеводородов в магистральном газе

Рассмотрим вариант компонентного состава магистрального газа с верхними значениями концентраций компонентов (таблица 2.1), определив оптимальные внутренние и внешние параметры подобно разделу 2.4.1 в следующих диапазонах:

температура окружающей среды – от -30°C до $+30^{\circ}\text{C}$,

давление магистрального газа – от 2,5 МПа до 5,4 МПа с шагом 1,0 МПа,

температура магистрального газа - $+5^{\circ}\text{C}$,

температура охлаждения в основном теплообменнике – от -75°C до -45°C с шагом 10°C ,

значения концентраций тяжелых углеводородов – верхние (согласно таблице 2.1).

Для указанных диапазонов изменения величин сформированы графики изменения рассчитанных значений характеристик получаемого жидкого продукта (рисунки 2.8–2.11).

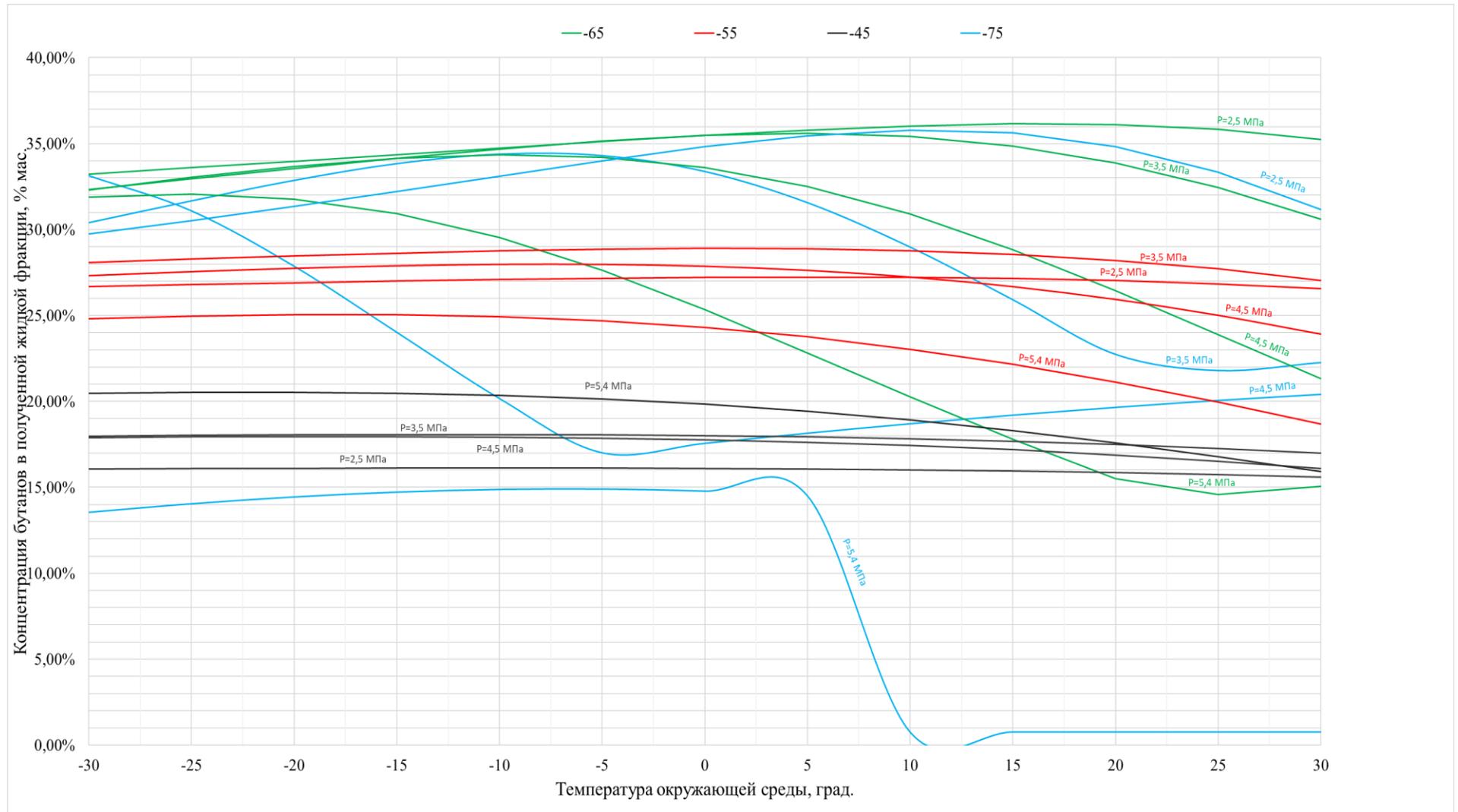


Рисунок 2.8 –График зависимости концентраций бутанов в получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при максимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

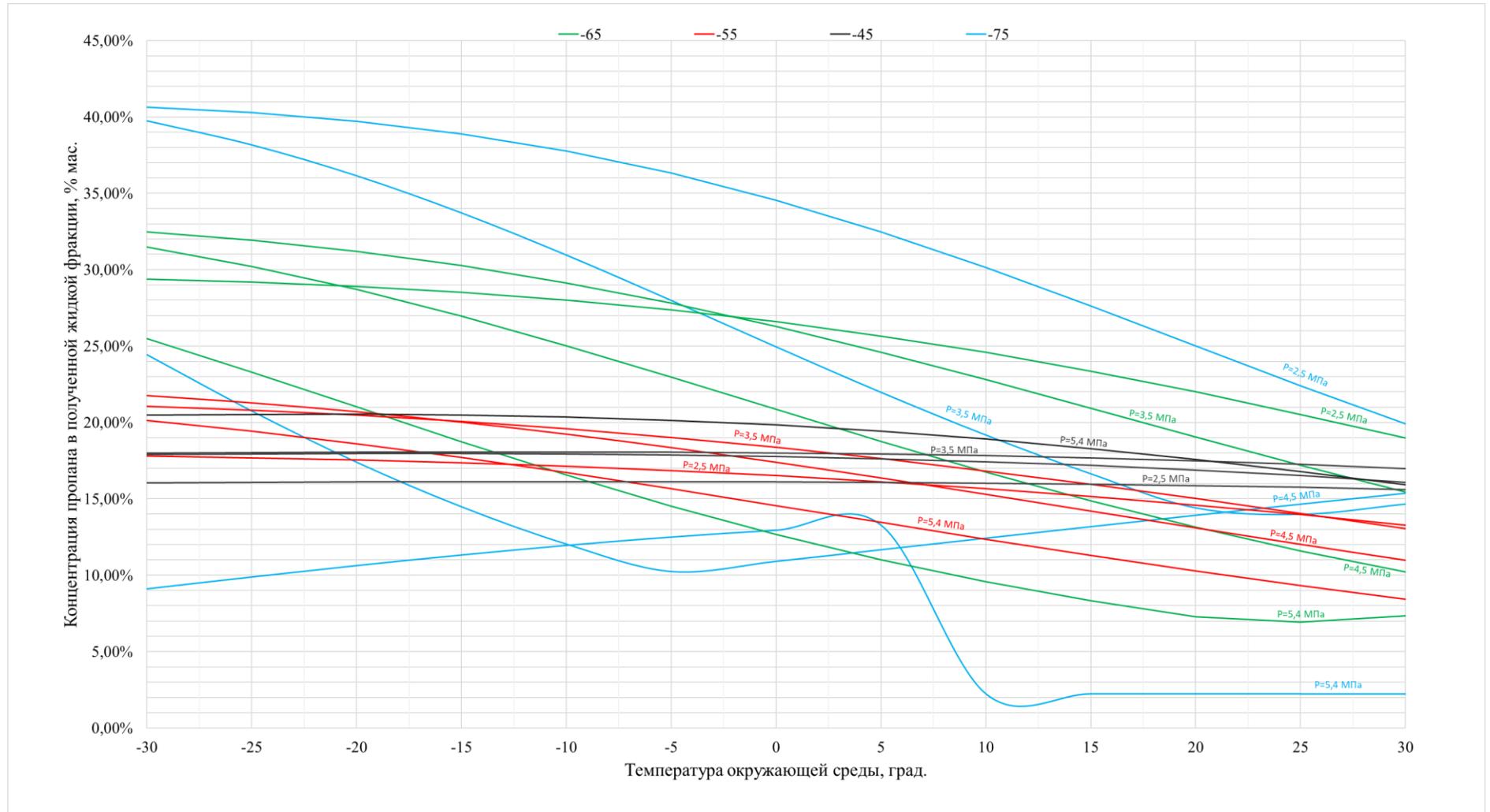


Рисунок 2.9 –График зависимости концентраций пропана в получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при максимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

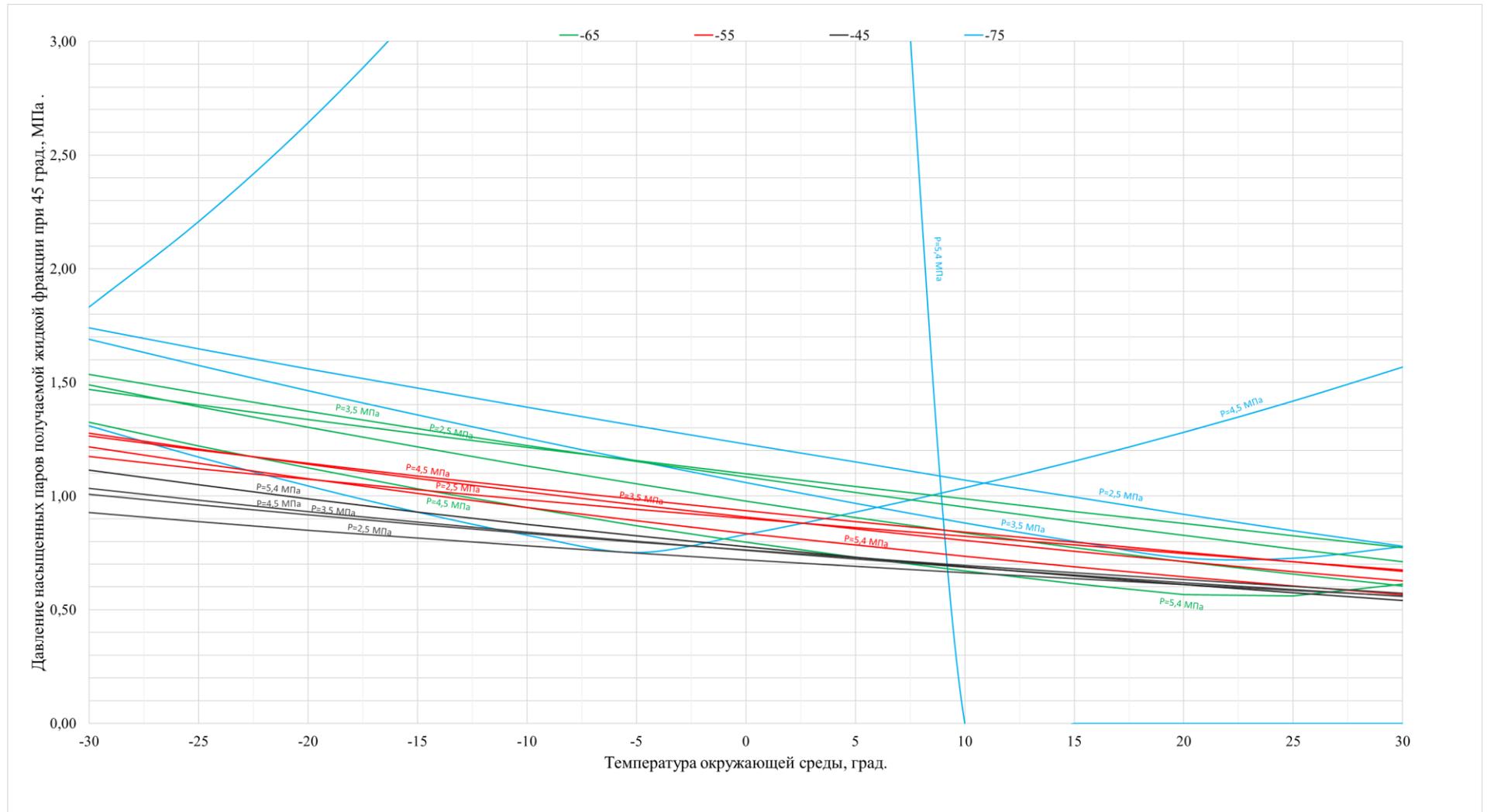


Рисунок 2.10 –График зависимости давления насыщенных паров получаемой жидкой фракции при температуре 45⁰С от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при средних концентрациях тяжелых углеводородов)

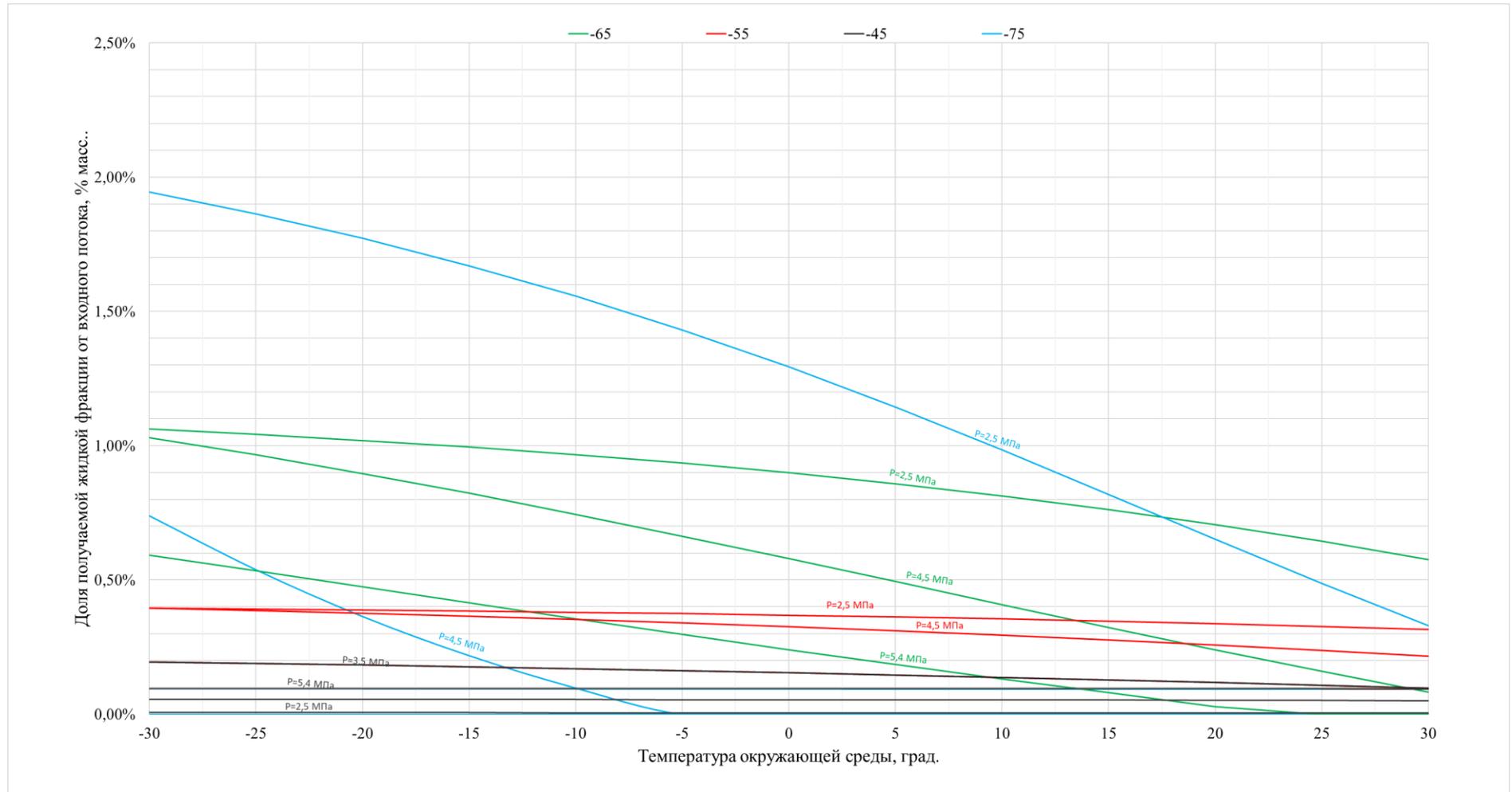


Рисунок 2.11 – График зависимости доли получаемой жидкой фракции (от входного потока) от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при максимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

В соответствии с графиками на рисунках 2.8 и 2.11 концентрации бутанов и пропана варьируются от 0% до 40%, следовательно, рассчитанные диапазоны концентраций пропана и бутанов подходят только для марки пропана-бутана технического, аналогично рассмотренным диапазонам при средних концентрациях тяжелых углеводородов. Наибольшие значения концентраций данных компонентов достигаются:

при низких температурах окружающей среды (это связано с уменьшением доли испаряемых бутанов и пропана в сепараторе №2);

при давлении магистрального газа от 3,5 до 4,5 МПа и температуре сепарации порядка от -55°C до -45°C ;

при давлении магистрального газа от 2,5 до 3,5 МПа и при температуре от -75°C до -65°C .

В соответствии с графиком на рисунке 2.10 получаемая сжиженная фракция при любых значениях внутренних и внешних факторов (в рассматриваемых диапазонах) соответствует по значению давления насыщенных паров при температуре 45°C , за исключением аналогичного предыдущему разделу случая, когда газ поступает с давлением магистрального газа порядка 5,4 МПа и охлаждается до температуры порядка -75°C .

Полученные зависимости на рисунке 2.11 свидетельствуют о том, что с уменьшением температуры и давления сепарации увеличивается доля жидкого продукта. При давлении магистрального газа 5,4 МПа и температуре -75°C получить сжиженный продукт невозможно.

Анализ изменения концентрации метана в общем потоке газа, выходящем из обоих сепараторов в виде паровой фазы и поступающего на АГНКС для сжижения, представлен на рисунке 2.12.

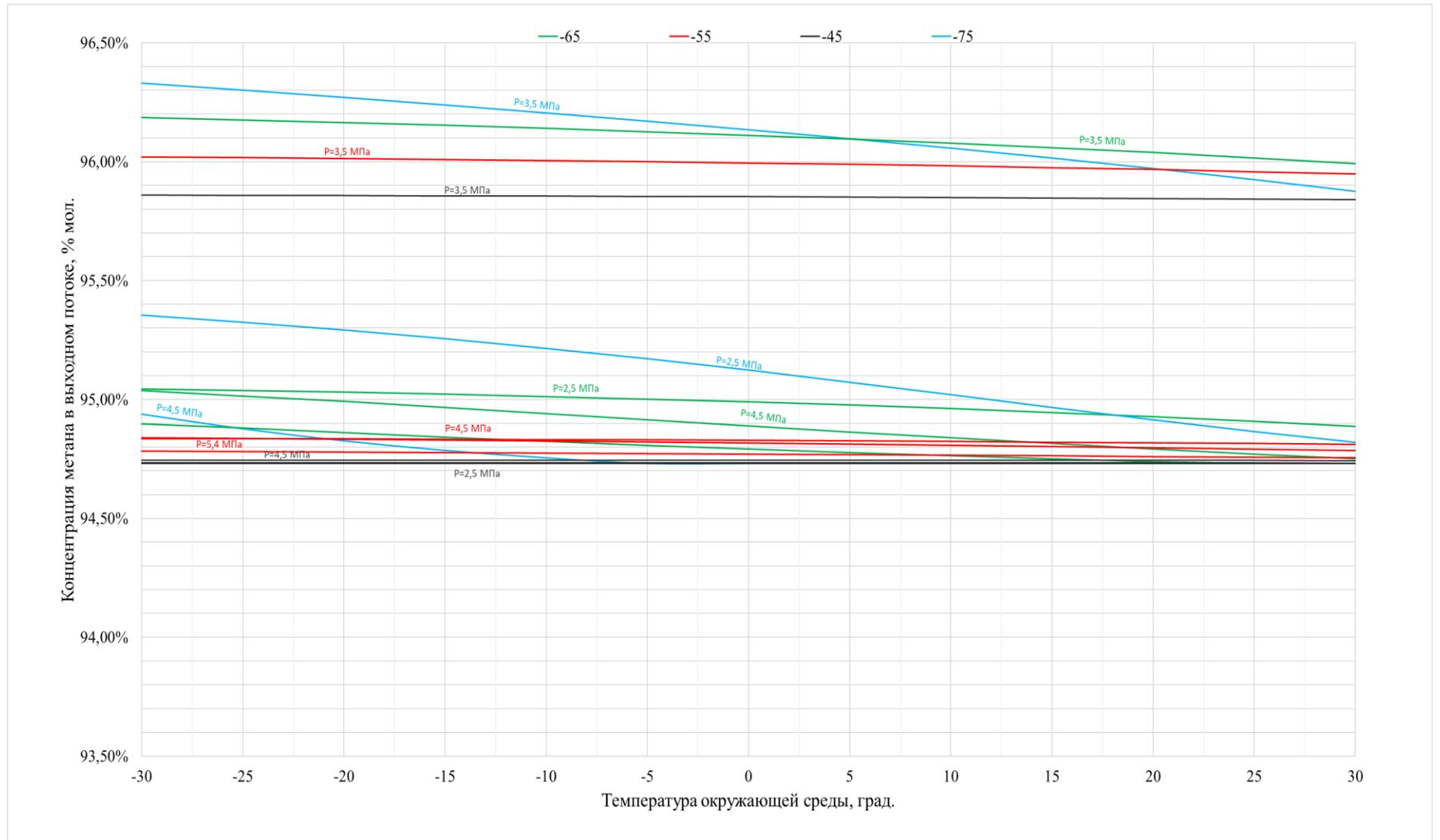


Рисунок 2.12 – График зависимости концентрации метана в выходном потоке от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при максимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

На графике рисунка 2.12 также наблюдается незначительное изменение концентрации метана в рассматриваемых диапазонах меняющихся величин. Максимальные значения достигаются при давлении магистрального газа порядка 3,5 МПа при низких температурах окружающей среды и любых рассматриваемых температурах охлаждения потока.

Рассчитаны основные характеристики получаемых выходящих потоков предлагаемой схемы (таблица 2.6) для различных сезонов года со средними температурами окружающей среды (зимний – средняя температура окружающей среды -20°C , осенне-весенний – средняя температура окружающей среды 0°C , летний – средняя температура окружающей среды 20°C) при давлении магистрального газа 3,0 МПа и температуре потока после основного теплообменника – -70°C .

Таблица 2.6 – Параметры потоков схемы (при верхних значениях концентраций тяжелых компонентов в магистральном газе) в зависимости от температуры окружающей среды

	Состав магистрального газа, % мол. (согласно табл. 2.1)	Зимний период		Осенне-весенний период		Летний период	
		Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.	Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.	Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.
Метан	94,69	2,49%	95,18%	1,70%	95,05%	1,17%	94,89%
Этан	2,24	7,05%	2,19%	4,68%	2,22%	2,93%	2,24%
пропан	0,86	35,87%	0,66%	30,58%	0,74%	21,99%	0,81%
изобутан	0,113	14,75%	0,05%	15,49%	0,06%	14,19%	0,09%
н-бутан	0,143	18,16%	0,04%	20,26%	0,05%	20,58%	0,08%
изопентан	0,0306	7,89%	0,00%	9,75%	0,01%	12,75%	0,01%
н-пентан	0,0261	7,04%	0,00%	8,89%	0,00%	12,37%	0,01%
гексан+	0,0187	6,43%	0,00%	8,46%	0,00%	13,91%	0,00%
диоксид углерода	0,408	0,31%	0,41%	0,20%	0,41%	0,12%	0,41%
азот	1,44	0,00%	1,45%	0,00%	1,45%	0,00%	1,44%
кислород	0,0165	0,00%	0,02%	0,00%	0,02%	0,00%	0,02%
Давление насыщенных паров сжиженного потока при 45 град., МПа	-	1,47		1,16		0,87	
Доля сжиженного потока от входно, % мас.	-	1,45%		1,08%		0,59%	
Температуры выходящего потока, град.	-5,7	-0,3		-0,1		0,2	

Концентрация метана в обратном потоке газа, как и в случае со средними концентрациями компонентов, незначительно выше, чем во входном газе. Температура выходящего газа низкого давления также выше, чем при обычном дросселировании на ГРС, примерно на такую же величину, как и при средних значениях концентраций компонентов.

2.4.3. Определение параметров схемы при минимальных значениях концентраций тяжелых углеводородов в магистральном газе

В заключении раздела 2.4 проведем оценку возможности получения пропан-бутановой фракции соответствующего требованиям состава при максимальной концентрации метана в магистральном газе, то есть при минимальном содержании тяжелых компонентов. Подобно предыдущим разделам рассмотрим аналогичные диапазоны величин, от которых зависит функционирование предлагаемой схемы:

температура окружающей среды – от -30°C до $+30^{\circ}\text{C}$,

давление магистрального газа – от 2,5 МПа до 5,4 МПа с шагом 1,0 МПа,

температура магистрального газа - $+5^{\circ}\text{C}$,

температура охлаждения в основном теплообменнике – от -75°C до -45°C с шагом 10°C ,

значения концентраций тяжелых углеводородов – нижние (согласно таблице 2.1).

Для указанных диапазонов изменения величин сформированы графики изменения рассчитанных значений характеристик получаемого жидкого продукта (рисунки 2.13–2.16). Учитывая малое содержание тяжелых компонентов в магистральном газе, целесообразно сперва рассмотреть зависимости, отражающие возможность получить сжиженную фракцию при рассматриваемых значениях.

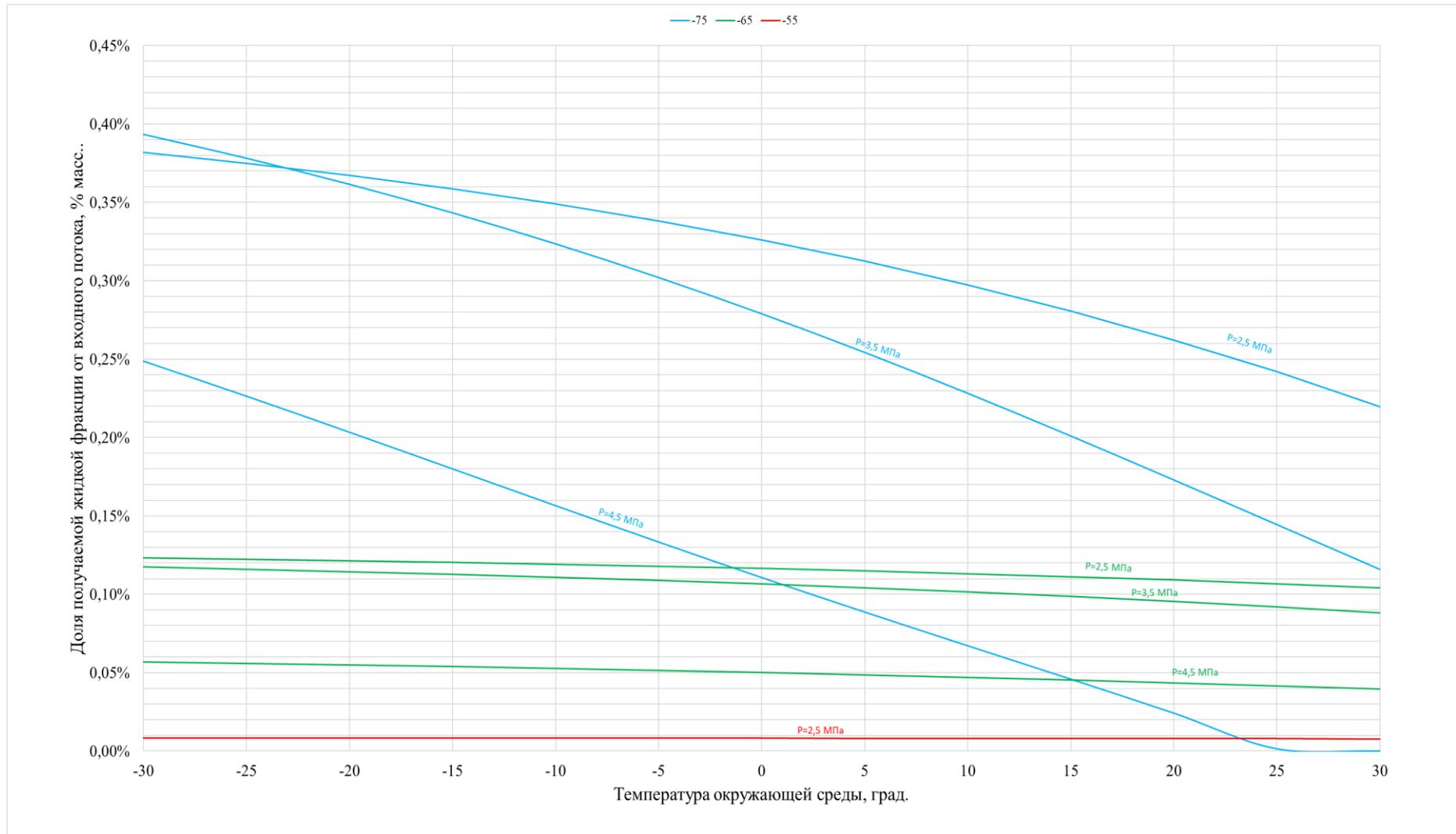


Рисунок 2.13 – График зависимости доли получаемой жидкой фракции (от входного потока) от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при минимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

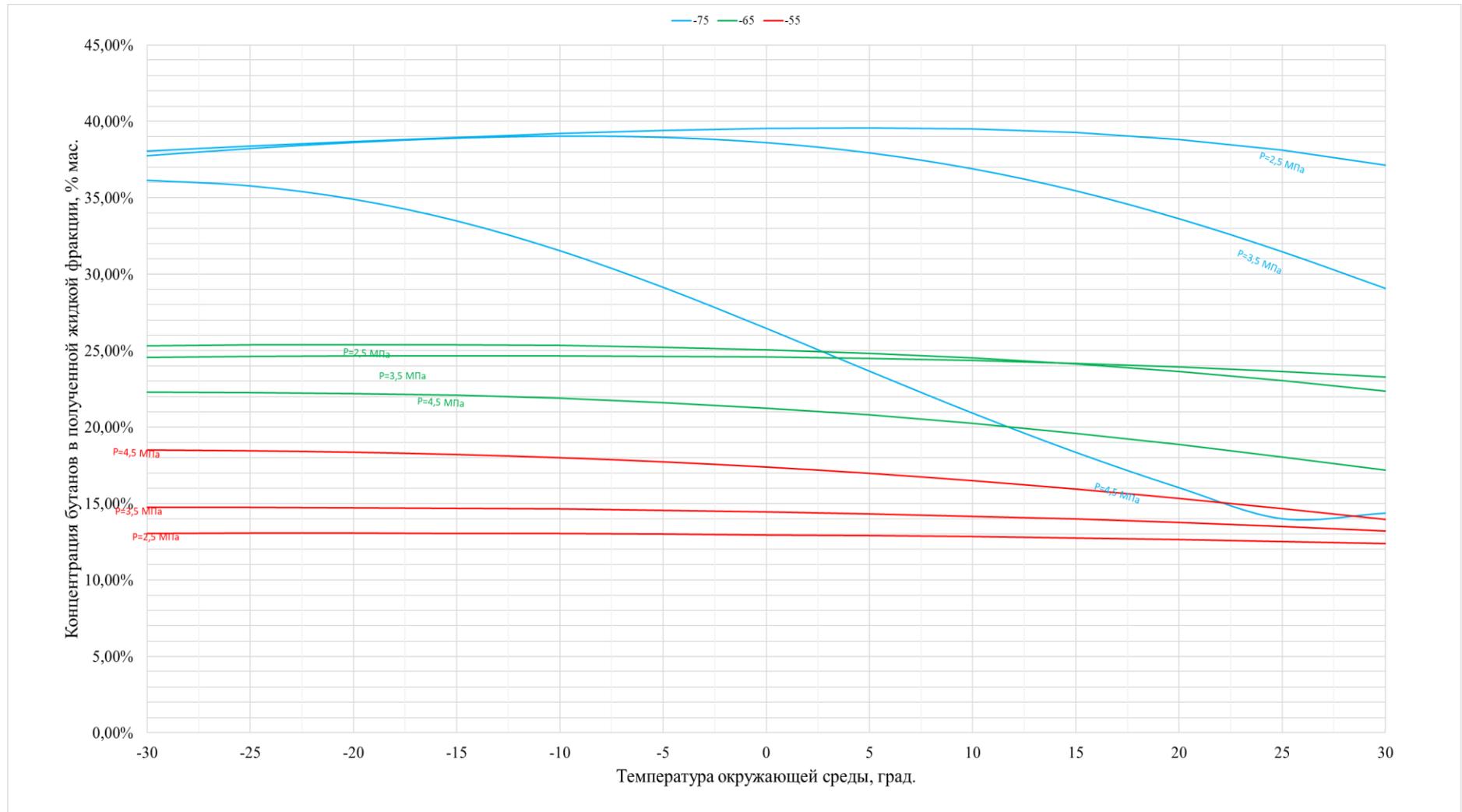


Рисунок 2.14 –График зависимости концентраций бутанов в получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при минимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

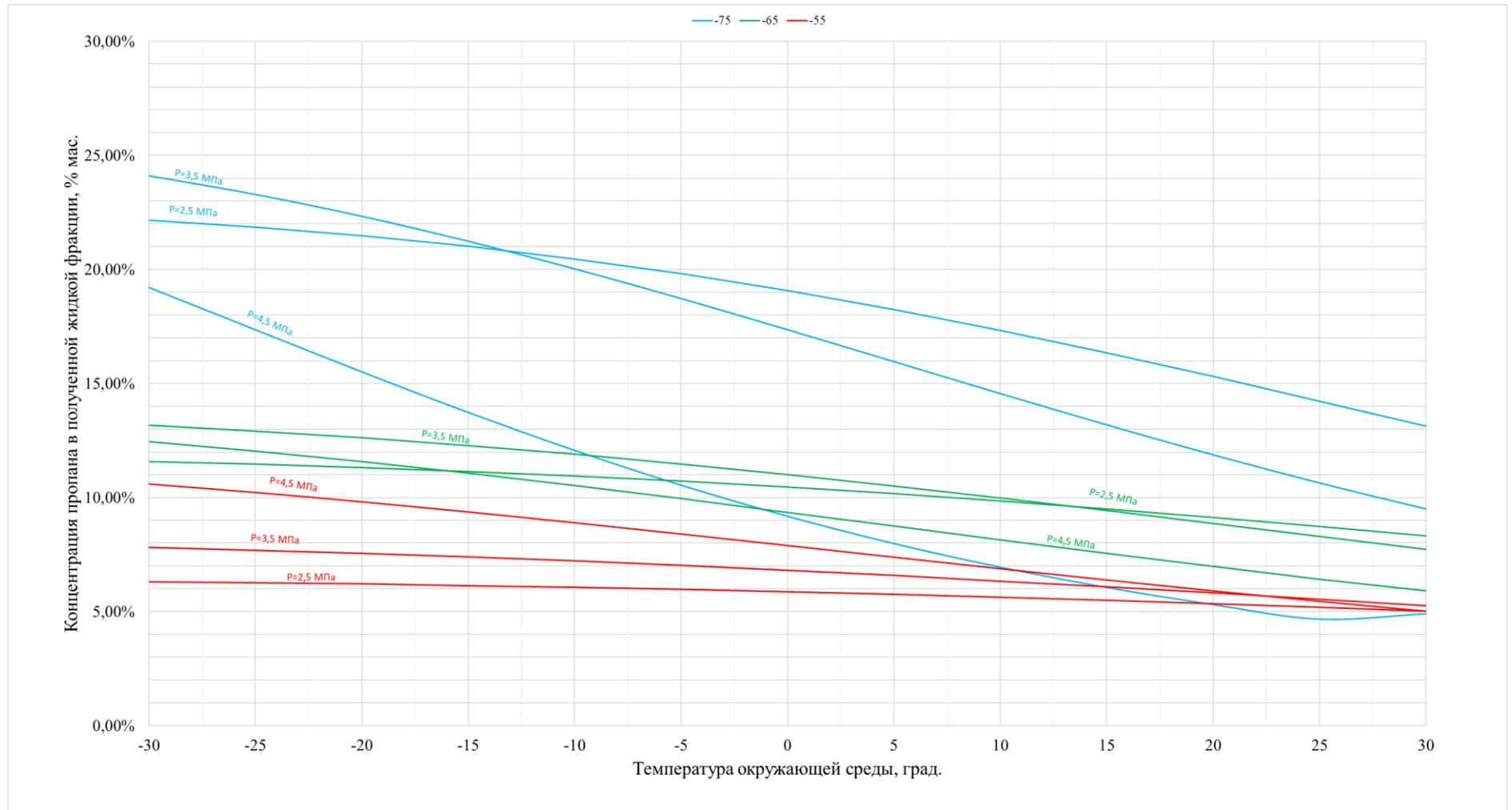


Рисунок 2.15 –График зависимости концентраций пропана в получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при минимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

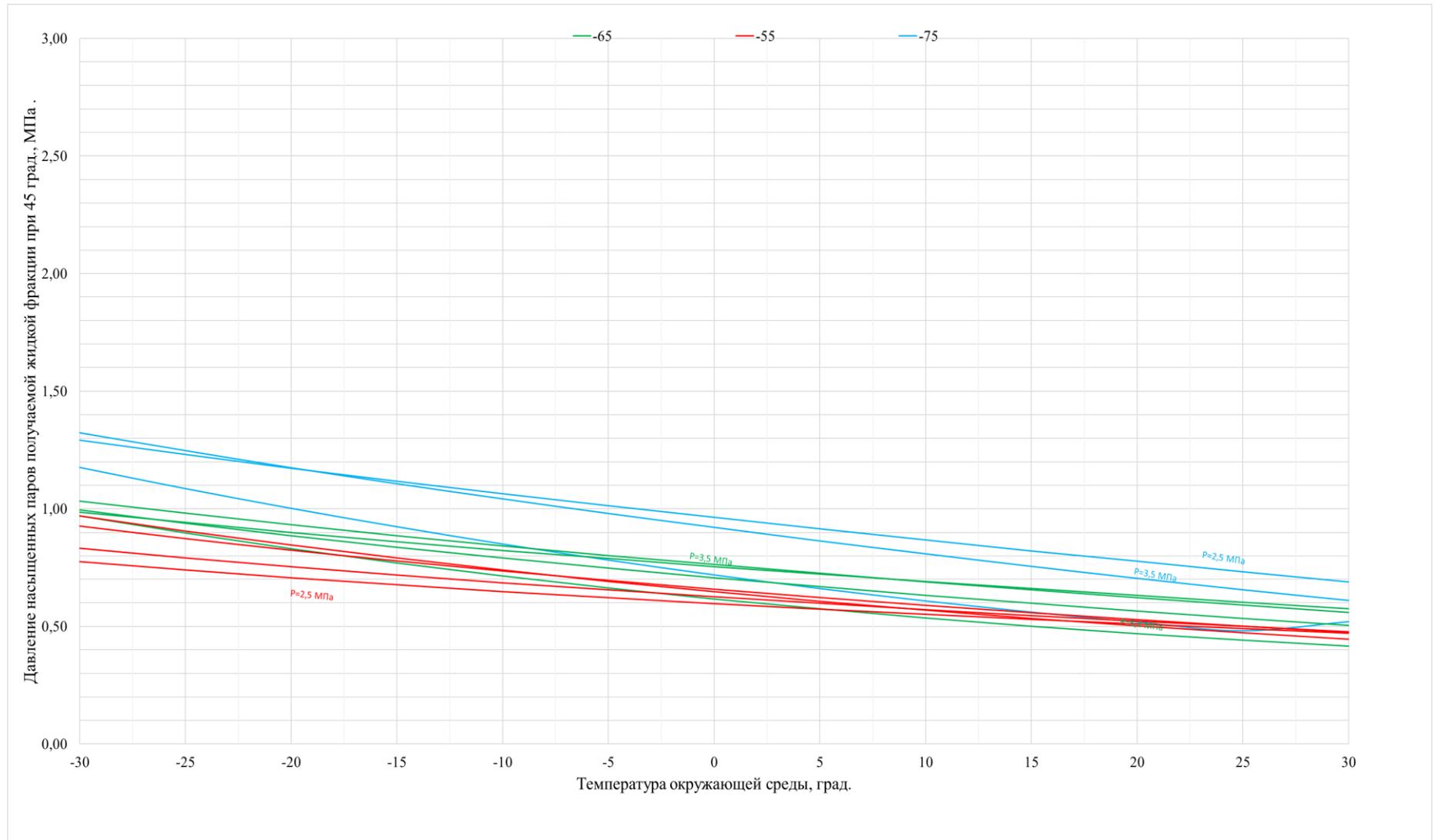


Рисунок 2.16 –График зависимости давления насыщенных паров получаемой жидкой фракции при температуре 45⁰С от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при минимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

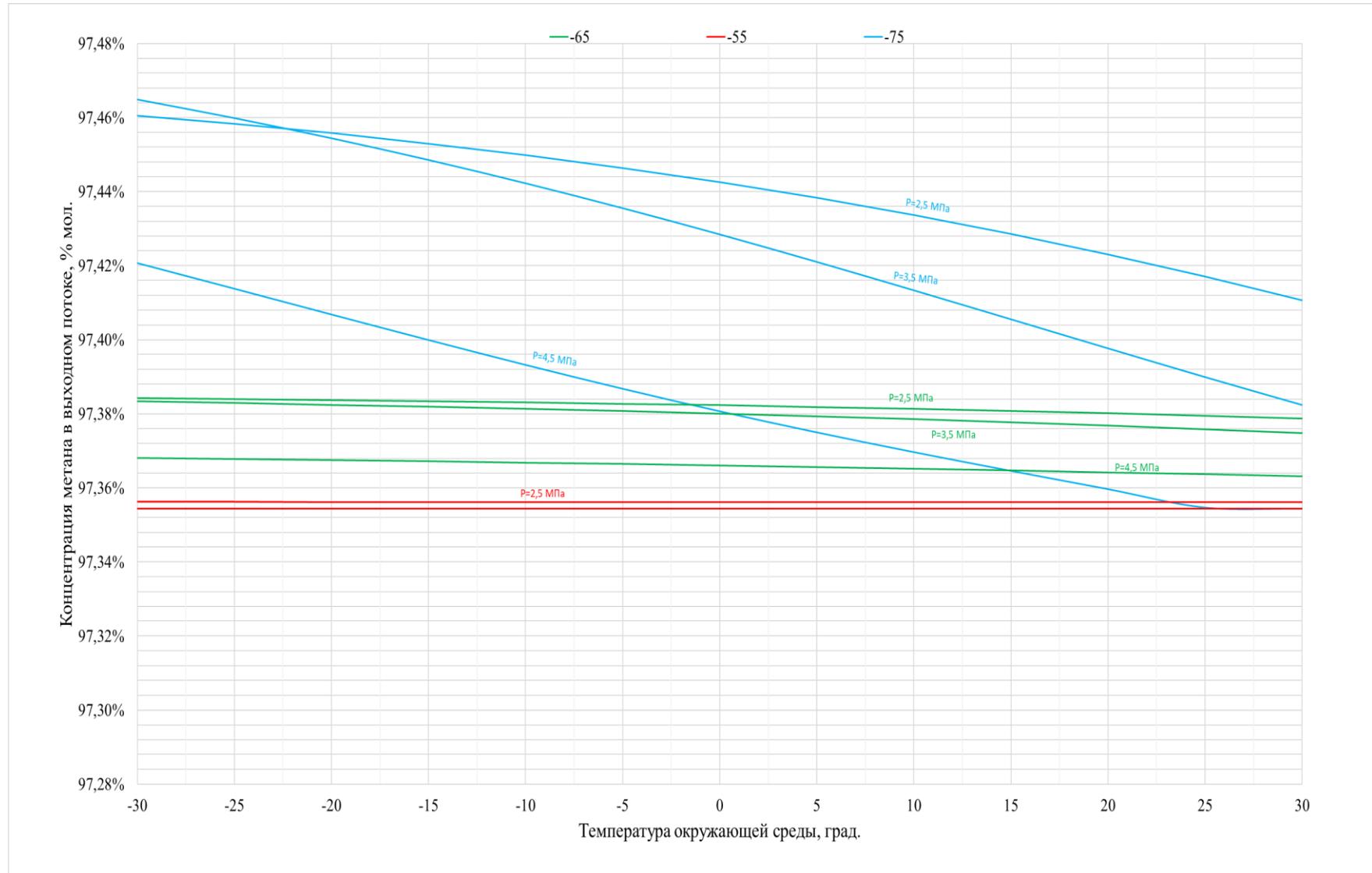


Рисунок 2.17 – График зависимости концентрации метана в выходном потоке от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при минимальных концентрациях тяжелых углеводородов)

По полученным зависимостям можно сделать следующие выводы:

-получить какой-либо конденсат при максимальной концентрации метана во входном газе при давлении 5,4 МПа, а также при температуре -45°C , независимо от других величин, невозможно;

-концентрации бутанов и в жидкой фракции не превышает 40%, пропана – не превышает 25%, следовательно, жидкий продукт может быть отнесен только в марке «пропан-бутан технический»;

-наибольшие концентрации бутанов и пропана в жидкой фракции получаются при низких температурах окружающей среды, при давлении магистрального газа от 3,5 до 4,5 МПа и температуре сепарации порядка -55°C , а также при давлении магистрального газа от 2,5 до 3,5 МПа и при температуре от -75°C до -65°C ;

-давление насыщенных паров при 45°C не превышает нормативного значения 1,6 МПа;

-наибольшую долю сжиженного продукта от входного потока можно получить при температурах его охлаждения от -75°C до -65°C ;

-концентрация метана в потоке, выходящем в распределительный газопровод, меняется еще менее значительно от входного потока в сравнении с увеличенными концентрациями тяжелых компонентов в магистральном газе (разделы 2.4.1 и 2.4.2).

По аналогии с разделами 2.4.1 и 2.4.2 в таблице 2.7 представлены основные характеристики получаемых выходящих потоков предлагаемой схемы для различных сезонов года со средними температурами окружающей среды при давлении магистрального газа 3,0 МПа и температуре потока после основного теплообменника – -70°C .

Таблица 2.7 – Параметры потоков схемы (при нижних значениях концентраций тяжелых компонентов в магистральном газе) в зависимости от температуры окружающей среды

	Состав магистрального газа, % мол. (согласно табл. 2.1)	Зимний период		Осенне-весенний период		Летний период	
		Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.	Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.	Состав жидкой фракции, % масс.	Состав выходящего потока газа, % мол.
Метан	97,34	2,33%	97,41%	1,71%	97,41%	1,28%	97,40%
Этан	1,22	3,54%	1,22%	2,57%	1,22%	1,78%	1,22%
пропан	0,372	16,85%	0,36%	14,76%	0,36%	11,81%	0,36%
изобутан	0,059	12,97%	0,05%	12,78%	0,05%	11,89%	0,05%
н-бутан	0,058	20,34%	0,04%	20,65%	0,05%	20,16%	0,05%
изопентан	0,0126	12,38%	0,01%	13,17%	0,01%	14,15%	0,01%
н-пентан	0,0072	8,78%	0,00%	9,43%	0,00%	10,33%	0,00%
гексан+	0,011	22,77%	0,00%	24,88%	0,00%	28,57%	0,00%
диоксид углерода	0,079	0,06%	0,08%	0,04%	0,08%	0,03%	0,08%
азот	0,82	0,00%	0,82%	0,00%	0,82%	0,00%	0,82%
кислород	0,0064	0,00%	0,01%	0,00%	0,01%	0,00%	0,01%
Давление насыщенных паров сжиженного потока при 45 град., МПа	-	1,06		0,87		0,70	
Доля сжиженного потока от входно, % мас.	-	0,23%		0,21%		0,18%	
Температуры выходящего потока, град.	-5,7	-4,8		-4,7		-4,7	

Особое внимание стоит уделить значениям температуры выходящего потока газа в сравнении со случаями средних и минимальных концентраций метана в магистральном газе. В данном случае изменение температуры не превышает одного градуса, что говорит о незначительном влиянии схемы извлечения пропан-бутана на ГРС на температуру выходного потока.

По результатам анализа, отраженного в разделе 2.4, можно заключить, что оптимальным режимом функционирования предложенной схемы в условиях меняющегося состава магистрального газа будет режим поддержания температуры охлаждения потока от -75°C до -65°C при давлении магистрального газа от 2,5 до 3,5 МПа, либо от -55°C до -45°C при давлении магистрального газа от 3,5 до 4,5 МПа. Приняв во внимание тот факт, что большинство газопроводов с рабочим давлением 5,4 МПа загружены не на полную мощность, в дальнейшей работе примем давление магистрального газа 3,0 МПа и температуру охлаждения -70°C .

2.5. Определение экономического эффекта применения установки извлечения пропан-бутана на ГРС

Подтверждением рассмотренных выше преимуществ схемы извлечения пропан-бутана является положительный экономический эффект от ее внедрения в производство. В данном случае экономическая эффективность достигалась бы в основном за счет реализации получаемого пропан-бутана, однако, необходимо оценить снижение затрат на топливный газ при подогреве основного потока за счет увеличения температуры редуцируемого газа на выходе с ГРС. При расчете удельного сэкономленного топливного газа необходимо учесть топливный газ на регенерацию. Для протекания процесса низкотемпературной сепарации углеводородов необходимо предусмотреть проведение осушки потока газа до температуры точки росы не выше -70 C^0 . Осушку до заданного уровня можно осуществить адсорбционным методом [33,34,35], который на сегодняшний день применяется на рассмотренном выше объекте малотоннажного производства СПГ на ГРС. Для регенерации адсорберов осушки необходимо производить подогрев адсорбента. Подогрев осуществляется методом нагрева небольшой части потока газа и пропускания его через полость адсорбента, пока адсорбент не нагреется до температуры десорбции (около 300 C^0), с последующим выдуванием влаги и охлаждением. Так, для регенерации адсорбера, через который прошло 320 тыс.н.м^3 , требуется 160 н.м^3 топливного газа, что составляет $0,05\%$ ($0,5\text{ н.м}^3/\text{тыс.н.м}^3$) топливного газа от общего потока (указанные значения взяты из эксплуатационной документации действующего производственного объекта в качестве примера, для другого оборудования значения могут отличаться).

В соответствии с данными таблиц 2.5, 2.6 и 2.7 температура выходящего газа зависит от компонентного состава магистрального газа, поэтому имеет смысл рассмотреть каждый случай. Поскольку расход извлекаемого пропан-бутана зависит от температуры окружающего воздуха, рассмотрим случай наиболее долгого для Уральского региона периода в году – осенне-весеннего, при рассчитанных оптимальных значениях давления и температуры конденсации - $3,0$

МПа и -70°C . Для оценки экономии топливного газа воспользуемся значением, характеризующим удельный объем природного газа, необходимого для подогрева основного потока на $1^{\circ}\text{C} - 0,273 \text{ н.м}^3/(\text{C тыс.н.м}^3)$ (средняя величина определена из суточных показаний расхода топливного и основного потока газа на одной из ГРС газотранспортного предприятия).

Таблица 2.8– Показатели экономической эффективности использования схемы извлечения пропан-бутана

	Низшие концентрации тяжелых компонентов магистрального газа	Средние концентрации тяжелых компонентов магистрального газа	Высшие концентрации тяжелых компонентов магистрального газа
<i>Температура газа после обычного дросселирования на ГРС, $^{\circ}\text{C}$</i>	-5,7	-5,6	-5,7
<i>Температура газа после дросселирования с извлечением пропан - бутана, $^{\circ}\text{C}$</i>	-4,7	0,4	-0,1
<i>Удельный объем сэкономленного топливного газа, $\text{н.м}^3/\text{тыс.н.м}^3$ входного газа (с учетом топливного газа на регенерацию адсорбента)</i>	0	1,14	1,03
<i>Цена сэкономленного топливного газа, руб/н.м^3</i>	3,97		
<i>Средний расход получаемого пропан-бутана, кг/ тыс.н.м^3 входного газа</i>	3,5	11,2	7,0
<i>Закупочная цена пропан-бутана, руб/кг</i>	44,75		

<i>Сэкономленные средства, руб/ тыс.н.м³ входного газа</i>	156,6	505,7	317,3
---	-------	-------	-------

Таким образом, экономический эффект при внедрении процесса извлечения пропан-бутана на ГРС зависит непосредственно от расхода газа на ГРС и объема получаемого пропан-бутана, при этом экономия топливного газа незначительно влияет на общий экономический эффект, тем не менее является преимуществом. Согласно полученным расчетным экономическим показателям на каждую 1000 н.м³ дросселируемого природного газа можно сэкономить от 156 до 506 руб. К примеру, для ГРС со средним расходом газа 10000 н.м³/ч при средних значениях концентраций тяжелых углеводородов за сутки можно было бы сэкономить примерно 102 тыс. руб. за счет увеличения температуры дросселируемого потока и производства пропан-бутана, что в месяц составило бы порядка 3 млн. руб. (при условии непрерывной работы).

Для оценки срока окупаемости оборудования, требуемого для применения предложенной технологии, необходимо дополнительно проанализировать иные затраты, влияющие на экономическую эффективность.

В качестве примера повторно рассмотрим ГРС со средним расходом 10000 н.м³/ч. К инвестиционным затратам проекта будет относиться стоимость проектной документации и стоимость основного оборудования: двух теплообменников, двух сепараторов и регазификатора. С учетом существующих расценок на проектные работы и оборудование, включив в общую стоимость затраты на транспортировку, монтаж оборудования и пуско-наладочные работы, примем общую стоимость капиталовложений примерно 100 млн. руб. К эксплуатационным затратам будем относить затраты на амортизационные отчисления (примерно 5% от стоимости оборудования) и затраты на топливный газ регенерации (затраты учтены в экономии топливного газа ГРС). Поскольку предполагается, что указанное оборудование будет эксплуатировать персонал ГРС, на которой установлено оборудование, затраты на оплату труда исключим для данного расчета. Также, разумно будет пренебречь затратами на электроэнергию, поскольку в рамках

исследования было принято условие применения не энергозатратного оборудования. Таким образом, с учетом объемов производимого пропан-бутана и снижения удельного расхода топливного газа ГРС (таблица 2.8) срок окупаемости оборудования будет составлять менее 5 лет, что представляется выгодным инвестиционным проектом.

2.6. Оценка эффективности применения установки получения пропан-бутана на ГРС перед подачей на установку сжижения на АГНКС

В соответствии с проведенным ранее анализом обратный поток природного газа на выходе из установки получения пропан-бутана имеет концентрацию метана выше, чем во входном потоке. Эта разница зависит от компонентного состава магистрального газа и температуры окружающего воздуха (таблицы 2.5, 2.6, 2.7). Тем не менее, на основе полученного результата целесообразно оценить эффективность совместной работы пропан-бутановой установки на ГРС и установки получения СПГ на АГНКС (рисунок 2.18):

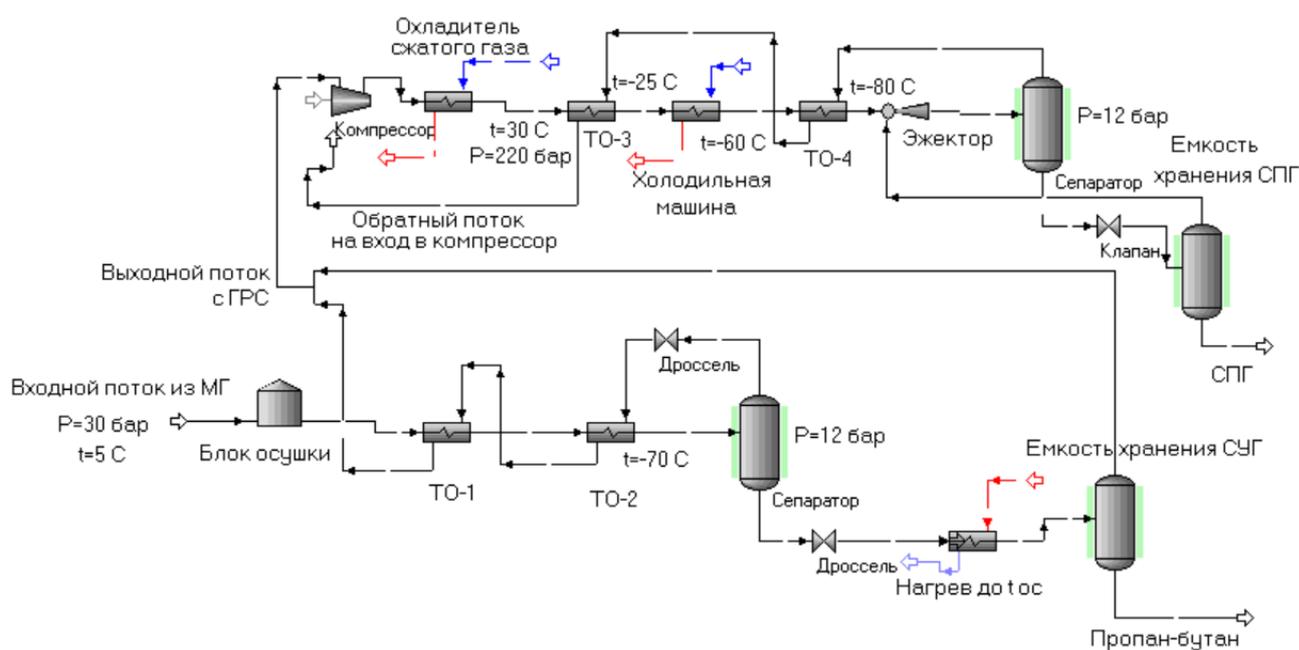


Рисунок 2.18 – Модель схемы совместной работы установки получения СУГ на ГРС и установки получения СПГ на АГНКС

В данной схеме предварительные теплообменники обозначены как ТО1 (на ГРС) и ТО3 (на АГНКС), основные теплообменники – ТО2 (на ГРС) и ТО4 (на АГНКС). Таким образом, на входе в комплекс установок имеем магистральный газ, на выходе – сжиженный углеводородный газ на ГРС, сжиженный природный газ на АГНКС (также на выходе с ГРС газ может поступать и другим потребителям, на схеме не указано).

По смоделированной схеме рассмотрим компонентный состав СПГ, получаемый на АГНКС, при различных составах магистрального газа в различный сезон года (используя данные таблиц 2.5, 2.6, 2.7) при условии работы установки получения СПГ на АГНКС с отбором входного потока из обычной ГРС и при условии, что входной поток на АГНКС является выходным потоком из установки получения СУГ на ГРС (таблица 2.9):

Таблица 2.9 – Компонентный состав СПГ на АГНКС при предварительном извлечении СУГ в зависимости от сезона года и состава магистрального газа

Компонент / период	Средняя концентрация метана в МГ			
	Состав СПГ на АГНКС без использования установки СУГ, % мол.	Состав СПГ на АГНКС с учетом использования установки СУГ, % мол.		
		Зимний период	Осенне-весенний период	Летний период
Метан	95,1%	95,42%	95,36%	94,28%
Этан	2,92%	2,89%	2,9%	2,91%
Пропан	0,86%	0,76%	0,79%	0,82%
i-бутан	0,14%	0,09%	0,1%	0,11%
n-бутан	0,13%	0,06%	0,07%	0,09%
i-пентан	0,04%	0,01%	0,01%	0,01%
n-пентан	0,03%	0,00%	0,00%	0,00%
гексан+	0,03%	0,00%	0,00%	0,00%
Диоксид углерода	0,36%	0,36%	0,36%	0,36%

Продолжение таблицы 2.9

Компонент / период	Минимальная концентрация метана в МГ			
	Состав СПГ на АГНКС без использования установки СУГ, % мол.	Состав СПГ на АГНКС с учетом использования установки СУГ, % мол.		
		Зимний период	Осенне-весенний период	Летний период
Метан	93,41%	94,2%	93,98%	93,7%
Этан	3,58%	3,49%	3,54%	3,57%
Пропан	1,4%	1,06%	1,18%	1,31%
i-бутан	0,18%	0,08%	0,1%	0,14%
n-бутан	0,23%	0,07%	0,1%	0,16%
i-пентан	0,05%	0,01%	0,01%	0,02%
n-пентан	0,04%	0,00%	0,01%	0,01%
гексан+	0,03%	0,00%	0,00%	0,00%
Диоксид углерода	0,62%	0,62%	0,62%	0,62%

Продолжение таблицы 2.9

Компонент / период	Максимальная концентрация метана в МГ			
	Состав СПГ на АГНКС без использования установки СУГ, % мол.	Состав СПГ на АГНКС с учетом использования установки СУГ, % мол.		
		Зимний период	Осенне-весенний период	Летний период
Метан	96,01%	97,01%	96,89%	96,68%
Этан	1,93%	1,87%	1,89%	1,91%
Пропан	0,6%	0,43%	0,47%	0,52%
i-бутан	0,01%	0,04%	0,04%	0,06%
n-бутан	0,09%	0,02%	0,03%	0,04%
i-пентан	0,02%	0,00%	0,00%	0,00%
n-пентан	0,01%	0,00%	0,00%	0,00%
гексан+	0,02%	0,00%	0,00%	0,00%
Диоксид углерода	0,11%	0,11%	0,11%	0,11%

Анализируя полученные данные, несложно заметить, что установка по извлечению пропан-бутана на ГРС в совместной работе с установкой по получению СПГ на АГНКС вносит незначительный вклад в концентрацию метана в СПГ. Концентрацию метана при совместной работе можно увеличить не более чем на 1%, что незначительно сказывается на свойствах конечного продукта, однако, технология совместной работы позволяет практически полностью извлечь из СПГ

такие компоненты, как пентаны, гексаны и более высшие углеводороды, которые при снижении давления способны кристаллизоваться и нарушать работу оборудования.

При параметрах СПГ наиболее вероятен переход в твердое состояние углекислоты. Концентрация диоксида углерода не меняется ни при каких вариантах. Следовательно, для извлечения углекислоты требуется дополнительная система очистки на установке получения СПГ.

Изменение концентрации метана от магистрального состава до состояния СПГ в сравнении процесса сжижения газа с извлечением пропан-бутана и без его извлечения представлено на рисунок 2.19.

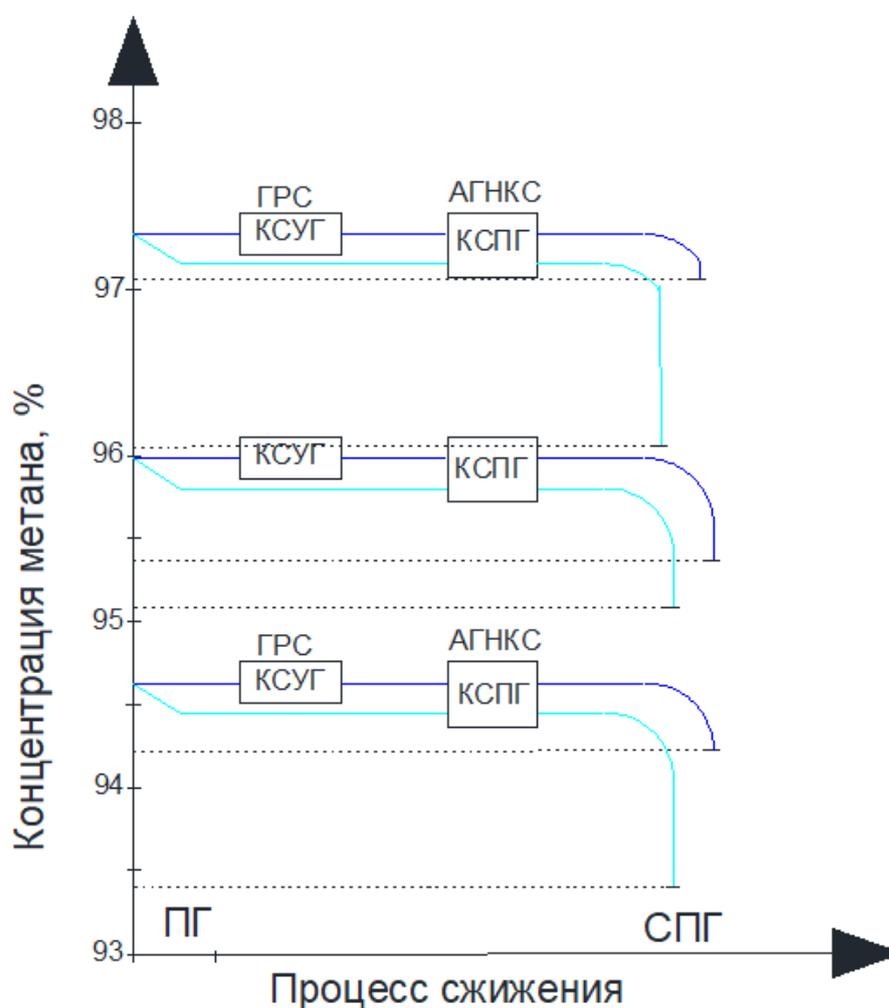


Рисунок 2.19 – Влияние технологии предварительного отделения сжиженного углеводородного газа на концентрацию метана в СПГ, производимом на АГНКС

Рисунок наглядно показывает, что технология извлечения СУГ (пропан-бутан) на ГРС позволяет повысить концентрацию метана в СПГ на выходе с АГНКС независимо от состава входного газа, что становится все более актуальнее в настоящих условиях истощения месторождений.

По результатам работы, описанной в данной главе, определены оптимальные параметры функционирования схемы извлечения пропан-бутана на ГРС по методу низкотемпературной сепарации как при совместной работе с линией сжижения газа на АГНКС, так и без нее. Такие параметры позволяют получить не только концентрацию метана в товарном продукте на 1% выше, чем при сжижении без извлечения пропан-бутана, но и извлечь из сжижаемого потока газа часть тяжелых компонентов (такие как пентаны, гексаны), которые способны при больших количествах в низкотемпературной жидкости переходить в твердое состояние без растворения и препятствовать проведению сливо-наливных операций.

ГЛАВА 3. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ СЕПАРАЦИИ ПРИРОДНОГО ГАЗА НА ДЕЙСТВУЮЩЕМ ОБЪЕКТЕ МАЛОТОННАЖНОГО ПРОИЗВОДСТВА СПГ

3.1. Выбор блока оборудования на действующем объекте

Для выполнения задач исследования и подтверждения эффективности предложенной схемы низкотемпературной сепарации газа для извлечения пропан-бутана проведено практическое исследование низкотемпературной сепарации газа на ранее рассмотренном действующем объекте по производству СПГ на ГРС [22], являющегося опытно-промышленным образцом.

Рассматривается система охлаждения и очистки газа перед входом на расширительную машину – турбодетандер, который является основным узлом по выработке холода.

На рисунке 3.1 изображена схема детандерной части турбоагрегата со сборником конденсата и клапанами для регулярной продувки фильтра и полости

детандера с целью исключения попадания капель жидкости на лопатки рабочего колеса [104].

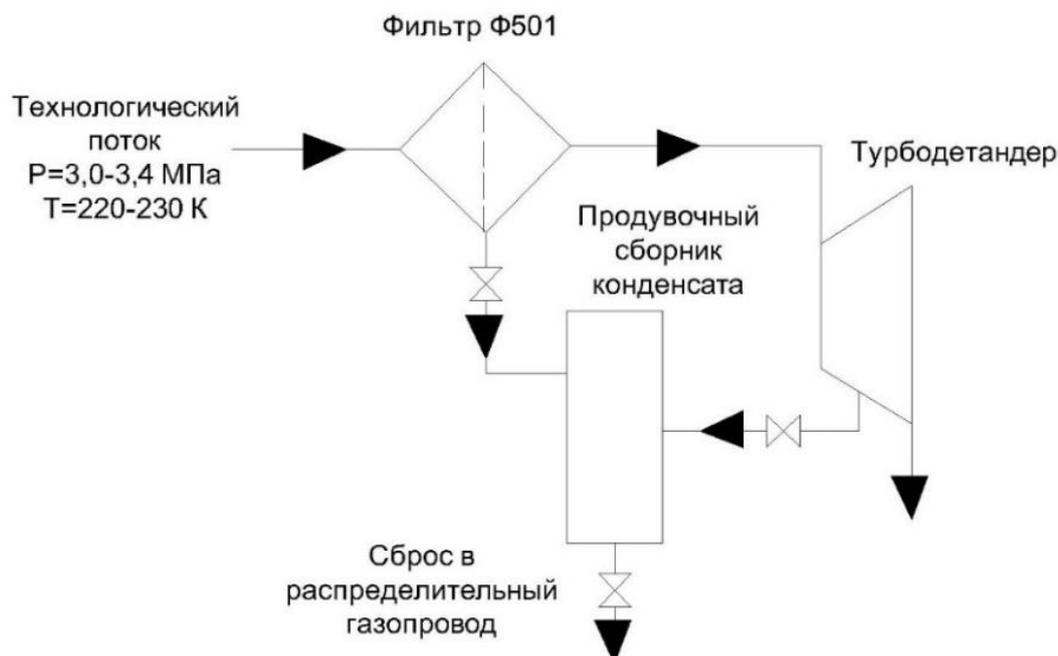


Рисунок 3.1 – Схема продувки фильтра и полости детандерной части

При номинальном режиме работы турбины давление на входе в турбину составляет 3,0-3,4 МПа, а температура варьируется от 220 до 230 К в зависимости от необходимости откачки паров СПГ из емкостей хранения (откачка паров – процесс периодический, при интенсивной откачке паров температура перед детандером снижается). То есть, параметры потока на входе в турбину соответствуют рассмотренным в главе 2 параметрам потока при извлечении пропан-бутана, поэтому целесообразно провести практическое подтверждение результатов, отраженных в главе 2.

3.2. Экспериментальное и расчетное определение компонентного состава отделяемой жидкой фракции

Для подтверждения возможности получения технического пропан-бутана при охлаждении магистрального газа на обычной ГРС (схема предложена в главе 2) предлагается поэтапно проанализировать параметры конденсата, отделяемого на рассматриваемом действующем объекте.

Этап №1

1. Определить состав газа, поступающего на рассматриваемый действующий объект производства, согласно имеющимся лабораторным анализам.

2. Регистрируя параметры потока перед входом в турбину, провести отбор пробы жидкости из продувочного сборника конденсата (рисунок 3.1), редуцируя ее до давления 1,2 МПа в пробоотборнике;

3. Довести жидкость в пробоотборнике до температуры окружающей среды, при повышении давления – снизить его, стравив избыточное;

4. Провести анализ массовых концентраций компонентов в оставшейся части жидкости;

5. Выполнить действия 1–4 для различных сезонов года.

Порядок действий, описанный в этапе №1, позволит максимально приблизить условия отбора пробы к условиям процесса извлечения пропан-бутана по предлагаемой схеме охлаждения на ГРС, представленной в главе 2.

Этап №2

1. Смоделировать действующий процесс низкотемпературной сепарации углеводородов, проходящий перед входом потока в турбодетандер, в ранее использованном программном продукте GIBBS [17];

2. Сравнить полученные расчетные значения концентраций компонентов в жидкой фракции с лабораторными, полученными при этапе №1, оценить эффективность применения программного продукта.

3. При незначительных отклонениях между расчетными и лабораторными значениями определить по модели расход получаемой жидкой фракции, а также давление насыщенных паров при температуре 45⁰С.

Порядок действий, описанный в этапе №2, позволит определить расход и давление насыщенных паров при 45⁰С получаемой жидкой фракции и подтвердить достоверность этих значений, так как определение расхода и давления паров практическим путем затруднительно (на момент проведения работы техническая возможность определения данных параметров отсутствовала).

По результатам реализации этапа №1 получены наборы компонентных составов жидкой фракции, произведенной на действующем оборудовании в различные сезоны года (таблица 3.1)

Определение компонентного состава образцов проводилось методом хроматографического анализа прибором «Хромато-масс-спектрометр GCMS-QP2010 Ultra» Центра коллективного пользования Уральского федерального университета имени первого Президента России Б. Н. Ельцина.

Таблица 3.1 – Компонентный состав конденсата по результатам хроматографического анализа

Месяц отбора пробы		Октябрь	Январь	Май
Температура окружающей среды при отборе пробы, °С		+5	-24	+14
Давление потока перед турбиной, МПа		3,11	3,24	3,03
Температура потока перед турбиной, °С		-48	-51	-45
Концентрация компонентов жидкой фракции, определенная лабораторным путем, % масс.	Метан	1,62	2,15	1,42
	Этан	2,91	4,23	1,87
	Пропан	17,12	18,1	14,12
	Бутаны	22,01	21,9	19,9
	Пентаны	54,34	52,9	56,96
	Гексаны+др.	1,9	1,43	4,11

Следующим этапом был смоделирован в программе процесс конденсации компонентов (рисунок 3.2) и получены расчетные значения концентраций и расхода жидкой фракции (таблица 3.2).

В модели на отборе жидкой фазы из фильтра перед детандером добавлен дроссель и нагреватель, имитирующие переход потока к температуре окружающей среды и давлению 1,2 МПа.

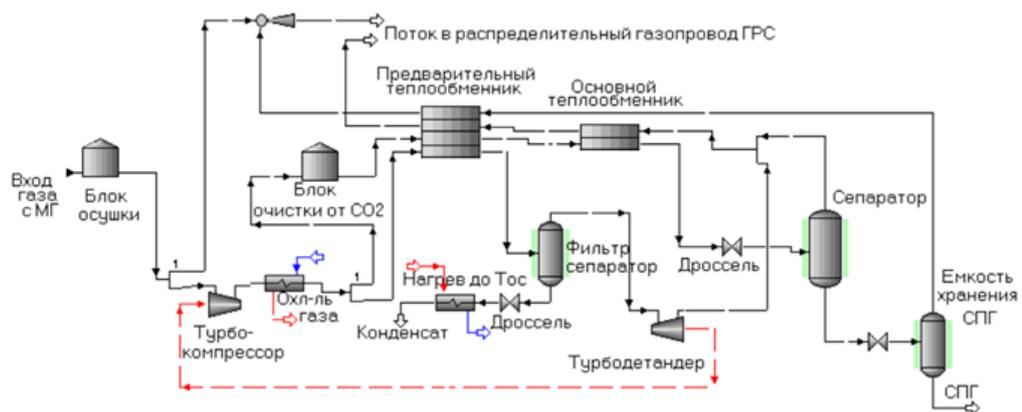


Рисунок 3.2 – Сформированная в программе GIBBS модель действующего объекта по производству СПГ на ГРС

Таблица 3.2 – Компонентный состав конденсата по результатам расчета в модели

Температура нагрева конденсата, °С		+5	-24	+14
Давление потока перед турбиной, МПа		3,11	3,24	3,03
Температура потока перед турбиной, °С		-48	-51	-45
Концентрация компонентов жидкой фракции, определенная лабораторным путем, % масс.	Метан	1,5	2,2	1,35
	Этан	3,0	4,98	1,95
	Пропан	16,5	17,8	14,7
	Бутаны	22,0	21,5	20,67
	Пентаны	54,2	52,2	57,3
	Гексаны+др.	2,8	1,3	4,03

По результатам сравнения полученных лабораторных (таблица 3.1) и расчетных (таблица 3.2) значений концентраций компонентов предлагается принять отклонения между ними незначительными и подтвердить применимость программного продукта для использования в целях определения других характеристик жидкой фракции (таблица 3.3), определение которых технически затруднительно.

Таблица 3.3 – Характеристики конденсата по результатам расчета в модели

Температура нагрева конденсата, °С		+5	-24	+14
Давление потока перед турбиной, МПа		3,11	3,24	3,03
Температура потока перед турбиной, °С		-48	-51	-45
Расход потока перед турбиной, кг/ч		21000		
Расход получаемой сжиженной фракции, кг/ч		138,6	201,6	102,9
Давление насыщенных паров сжиженной фракции при температуре 45°С, МПа		0,68	0,92	0,65

Согласно данным таблиц 3.1 и 3.3 отделяемая сжиженная фракция по своим характеристикам не противоречит нормативным требованиям и может быть реализована под маркой «пропан-бутан технический».

Таким образом, по результатам выполненной работы обоснованы предположения о возможности извлечения пропан-бутана при охлаждении магистрального газа давлением 3,0–3,5 МПа, описанные в расчетах главы 2. Необходимо отметить, что полученные расчетные зависимости характеристик предложенной схемы извлечения пропан-бутана (рисунки 2.3-2.17) с учетом результатов выполненных лабораторных анализов могут быть также применены для оценки данных характеристик при других условиях охлаждения (к примеру, при более высоком давлении магистрального газа).

Следует отметить, что в рамках выполнения данного исследования было выявлено следующее: после продолжительной выдержки получаемой сжиженной фракции (порядка 12 часов) при условиях окружающей среды (при атмосферном давлении и температуре) часть жидкости остается в сконденсированном состоянии (в дальнейшей работе будет называться как не испаряемый конденсат). При постепенном накоплении этого конденсата в таре потребуются его дальнейшая утилизация, поэтому предлагается дополнительно рассмотреть состав данного конденсата и его свойства.

В процессе производства было отобрано три пробы сжиженной фракции, доведенной до состояния неиспарившегося конденсата при условиях окружающей среды и атмосферном давлении, в разные сезоны года: в октябре, в январе, в марте. Определение компонентного состава образцов также проводилось методом хроматографического анализа прибором «Хромато-масс-спектрометр GCMS-QP2010 Ultra» Центра коллективного пользования Уральского федерального университета имени первого Президента России Б. Н. Ельцина. Результаты анализа представлены в таблице 3.4.

Таблица 3.4 – Компонентный состав неиспарившегося конденсата по результатам хроматографического анализа

Компонент	Концентрация, %		
	Октябрь	Январь	Март
Пропан	0,42	0,35	0,38
Бутаны	4,94	2,48	2,63
Пентаны	11,63	11,44	10,06
Гексаны	18,7	16,98	17,66
Гептаны	12,05	14,8	13,84
Октаны	4,84	5,17	6,66
Нонаны	0,99	1,34	3,88
Деканы	0,61	0,82	0
Циклопентаны	14,49	12,82	10,58
Циклогексаны	25,17	23,53	24,45
Ароматические углеводороды	2,22	3,41	2,11
Бициклические углеводороды	2,42	3,77	3,29
Другие (эфир, адамантаны)	1,52	2,09	3,53

Полученные компонентные составы неиспарившегося конденсата указывают на то, что большая часть таких компонентов, как этан, пропан, бутаны и пентаны испаряются (оставшаяся часть компонентов может быть растворена в основной жидкой фракции), а остаются в большей степени гексан и более высшие углеводороды (с более высокой температурой кипения при атмосферном давлении), а также другие компоненты, концентрации которых в магистральном газе незначительны и не определяются при регулярном анализе состава газа.

Известно, что подобная смесь может применяться в качестве средства для обезжиривания поверхностей, свойства аналога которого регламентированы документом «Эфир петролейный ТУ 6-02-1244-83» [42]. Согласно данному документу пентано-гексановая фракция (по-другому – петролейный эфир) может применяться как растворитель жиров, масел, смол и т.д.

Для определения эффективности обезжиривания поверхности данным конденсатом от масла проведено несколько простых экспериментов по методике, соответствующей требованиям нормативных документов [43,44].

Эксперимент

На плоскую стальную некрашеную поверхность в двух отдельных местах равномерно нанесено турбинное масло типа ТП-22С (применяется в маслосистеме турбодетандера на рассматриваемом объекте производства СПГ) толщиной слоя меньше 1 мм (рисунок 3.3)



Рисунок 3.3 – Рассматриваемые промасленные участки металлической поверхности

Эксперимент проводился методом многократного протирания обоих пятен при температуре окружающей среды -13°C (температура кристаллизации масла -15°C) в течение одной минуты: первое – сухой ветошью, второе – ветошью, смоченной в исследуемом веществе, с дальнейшим сравнением результатов методом протирания сухой ветошью обоих пятен и визуального определения наличия на ней масляных остатков. В результате определено, что на части поверхности №2, протираемой смоченной ветошью, масляная пленка в полной мере удалась, о чем говорит отсутствие масляных пятен на салфетке (рисунок 3.4).

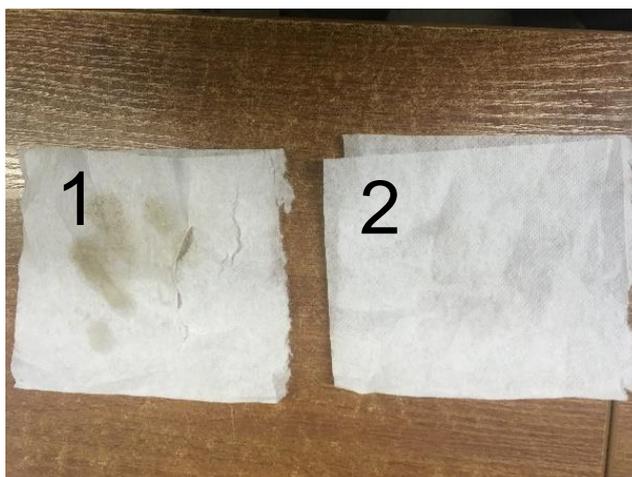


Рисунок 3.4 – Контрольные образцы ветоши для визуального определения промасленности поверхности

На части поверхности №1 масляные пятна удалились менее эффективно, поскольку на ветоши имелось значительное количество масляных остатков. Кроме того, через 4 часа (после высыхания) на второй части поверхности визуально не было обнаружено масляных остатков, чего нельзя сказать о первой части поверхности (рисунок 3.5).



Рисунок 3.5 – Участки металлической поверхности после высыхания

Таким образом, можно с уверенностью утверждать, что исследуемая смесь удаляет масло с металлической поверхности с высокой эффективностью.

По результатам проведенных экспериментов, доказывающих эффективные обезжиривающие свойства не испаряемого конденсата, оформлен патент на изобретение «Растворитель на основе тяжелых углеводородов» [41], концентрации компонентов которого могут меняться в диапазонах, определенных по результатам экспериментального анализа состава: *пропан 0-0,5 %, бутаны 2-5 %, пентаны 8-12 %, гексаны 14-18 %, гептаны 12-14 %, октаны 4-7%, нонаны 0-4 %, деканы 0-2 %, циклопентаны 10-15 %, циклогексаны 23-28 %, ароматические углеводороды 2-4 %, бициклические углеводороды 2-4 %, другие (эфир, адамантаны) 1-4%.*

Рационально будет использовать указанную смесь в качестве обезжиривателя в хозяйственной деятельности предприятия, к примеру, при подготовке к проведению работ по нанесению антикоррозионных покрытий.

3.3. Оценка экономической эффективности извлечения пропан-бутана при производстве СПГ на ГРС

Результаты проведенной работы, описанной в разделе 3.2, могут быть рассмотрены не только в качестве доказательной базы предлагаемой в главе 2 схемы извлечения пропан-бутана на ГРС, но и в качестве обоснования повышения экономической эффективности рассмотренного действующего производства СПГ на ГРС. Так, повышение экономической эффективности может быть обеспечено за счет следующих мероприятий:

1) Дополнительная очистка потока, поступающего на сжижение, от тяжелых углеводородов, позволяющая повысить качество получаемого СПГ за счет увеличения концентрации метана;

2) Реализация отделяемой сжиженной фракции в качестве готового продукта марки «пропан-бутан технический» на собственные нужды, либо как коммерческий продукт;

3) При необходимости часть извлекаемой пропан-бутановой фракции может быть доведена до давления и температуры окружающей среды с целью преобразования в растворитель-обезжириватель, который также может быть использован в пользу предприятия.

Если рассмотреть только реализацию всего извлекаемого пропан-бутана, приняв по нему минимальную расчетную производительность со значением 100 кг/ч, то на каждую тонну производимого СПГ возможно одновременно произвести $33 \text{ кг}_{\text{пбт}}/T_{\text{СПГ}}$, что в денежном эквиваленте при цене пропан-бутана порядка 44 руб/ кг_{пбт} позволит снизить себестоимость СПГ на 1452 руб за тонну.

Даже такая грубая оценка эффективности извлечения пропан-бутана представляет предложенную схему очень привлекательной для газотранспортного предприятия в целях привлечения потребителей и укрепления на рынке углеводородов.

3.4. Анализ преимуществ предлагаемой компоновки оборудования в схеме извлечения пропан-бутана в сравнении со схемой действующего объекта

В процессе низкотемпературной сепарации компонентов газа в зависимости от необходимых итоговых показателей производственного объекта может применяться редуцирующее оборудование с более высокой эффективностью по сравнению с предложенным, к примеру, вместо дросселя – детандерно-компрессорный агрегат.

Выбор в предлагаемой схеме извлечения пропан-бутана именно дросселя обоснован неочевидными на первый взгляд недостатками детандер-компрессора в сравнении с дросселем, которые описаны ниже на примере рассматриваемого действующего объекта.

Основную проблему при эксплуатации ожижителя на действующем объекте производства СПГ на ГРС представляет сниженная по сравнению с проектным значением мощность предварительного теплообменника, которая приводит к недоохлаждению потоков и, как следствие, к сниженной производительности по итоговому продукту – СПГ. О сниженной мощности теплообменника свидетельствует повышенный по сравнению с проектным значением перепад давления сжатого в турбокомпрессоре потока на входе и выходе предварительного теплообменника. Предполагается, что повышенный перепад связан с попаданием

паров турбинного масла в газовую полость турбокомпрессора, что подтверждается несколькими фактами:

-выявленным слоем полимеризованного (затвердевшего) масла на вскрытых фильтрах блока адсорбционной очистки газа от диоксида углерода после их нагрева;

-постепенным снижением уровня масла в маслобаке в процессе эксплуатации.

Для подтверждения предположения о влиянии масляных паров на работу теплообменника проведен анализ работы данного оборудования с момента его ввода в опытную эксплуатацию, одновременно сформированы предположения о причинах возникновения тех или иных факторов, влияющих на работу оборудования на каждом этапе эксплуатации, и в заключении проведен эксперимент, подтверждающий выдвинутые предположения.

Технологический поток газа с парами масла поступает в предварительный теплообменник, в котором газ охлаждается до температуры 220 – 230 К. Ранее при использовании масла импортной марки TurbwayGT пары масла конденсировались и кристаллизовались на внутренней поверхности медных трубок теплообменника при температуре 243 К (температура замерзания масла). После каждого технологического останова принималось решение отогрева данной линии потоком газа с температурой 100 – 200 С° для оттаивания кристаллизованного слоя масла и дальнейшей продувки. Однако, поскольку отогрев производился без доступа кислорода, часть масла полимеризовалась на стенках трубок, тем самым увеличив сопротивление трубного пучка теплообменника. Предположение о полимеризации масла в трубках теплообменника может быть обосновано выявленным слоем полимеризованного (затвердевшего) масла на вскрытых фильтрах блока адсорбционной очистки газа от диоксида углерода, которые также подвергались накоплению масляной пленки на поверхности при движении потока и нагреву до высоких температур без доступа кислорода в процессе регенерации адсорбента. Перепад давления между точками на выходе из турбокомпрессора и на входе в турбодетандер достиг значения 0,2-0,3 МПа. Можно предположить, что такой

перепад создается из-за налета полимеризовавшегося масла и масла, замерзающего на стенках трубок в процессе эксплуатации (рисунок 3.6). Поскольку при охлаждении потока конденсируется незначительная часть углеводородов по сравнению с общим расходом (не более 1,7%), можно предположить, что поток охлаждается равномерно по длине всей трубки, конденсат оказывает незначительное влияние на растворимость масла.

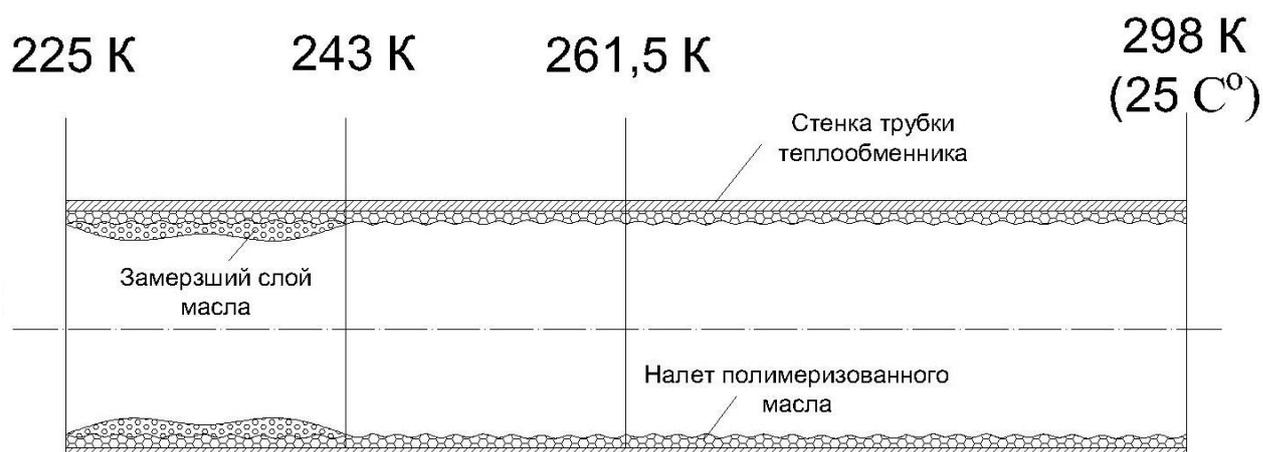


Рисунок 3.6 – Сечение медной трубки предварительного теплообменника с предполагаемым слоем полимеризованного и замерзшего масла TurbwayGT

После замены в рамках импортозамещения марки масла на отечественный аналог, температура замерзания которого 258 К, точка начала замерзания масла сдвинулась ближе ко входу потока, тем самым увеличив перепад давления до значения 0,4 – 0,5 МПа (рисунок 3.7).

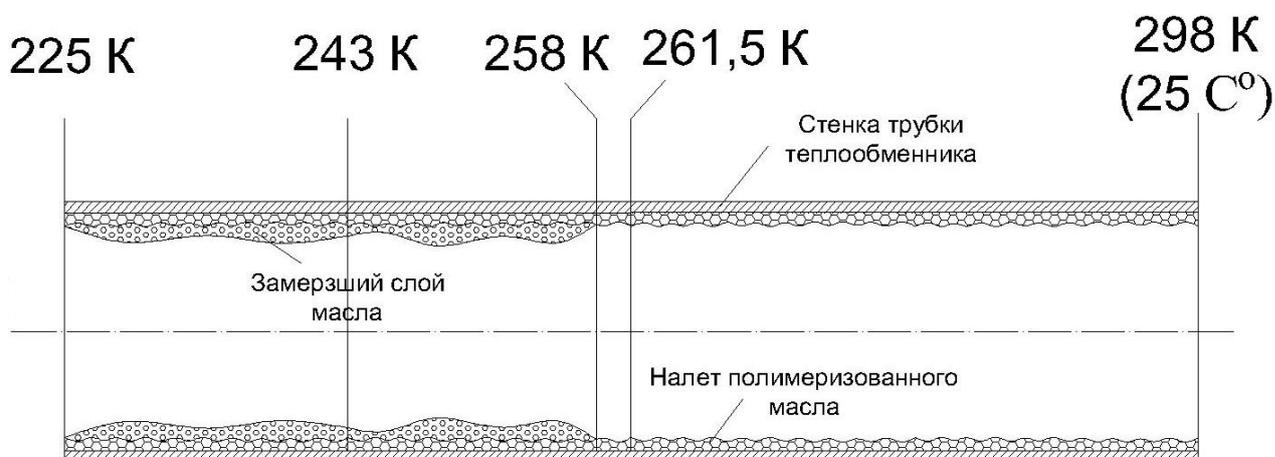


Рисунок 3.7 – Сечение медной трубки предварительного теплообменника с предполагаемым слоем полимеризованного и замерзшего масла ТП-22С

Как видно из рисунка, длина участка с замерзшим отечественным маслом увеличилась примерно вдвое, также, как и перепад давления потока.

Итоговым подтверждением описанной причинно-следственной цепочки был проведенный эксперимент, не влияющий на производственный процесс.

Эксперимент

Постепенно увеличивая давление технологического потока на входе в теплообменник (таким образом увеличивая расход газа) от 3,8 до 4,05 МПа, необходимо было добиться увеличения температуры потока на выходе из теплообменника от 225 К до максимально возможной. Результаты измерения температуры потока на выходе в зависимости от давления потока на входе представлены на рисунке 3.8.

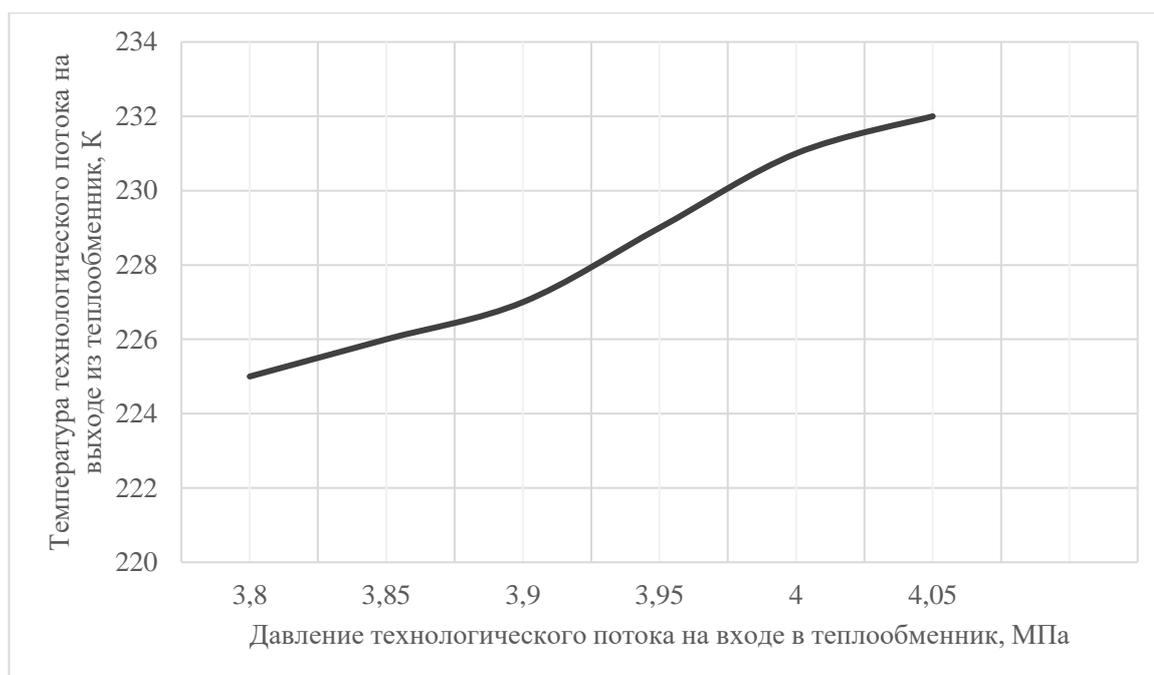


Рисунок 3.8 – График зависимости давления технологического потока на выходе из предварительного теплообменника от его температуры

Таким образом, удалось повысить температуру выходного потока до 232 К. При этом наблюдалось снижение перепада давления потока с 0,5 МПа до 0,37 МПа – на 26%. Такой эффект возможно связан со смещением границы замерзания масла (рисунок 3.9). Изменение перепада давления позволило увеличить производительность комплекса на 4,1% от фактического значения.

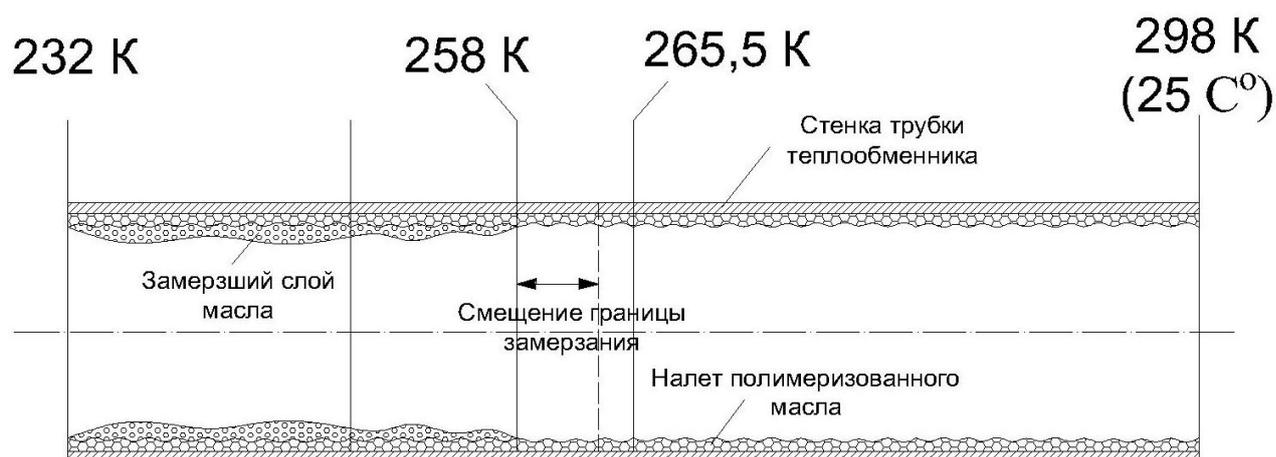


Рисунок 3.9 – Смещение границы замерзания масла при увеличении расхода потока

Проведенный эксперимент не опроверг предположения о работе теплообменного оборудования. В результате проведенного анализа и эксперимента можно сделать следующий вывод: для поддержания наименьшего перепада давления в трубном пространстве технологического потока предварительного теплообменника в текущих условиях эксплуатации необходимо поддерживать максимальное давление потока на входе в теплообменник и максимальную температуру данного потока на выходе из теплообменника. Наиболее доступным способом реализации таких предложений является отключение охладителя природного газа на выходе из турбокомпрессора и поддержание наибольшего давления потока на входе в теплообменник с помощью входного регулирующего клапана (рисунок 1.12). Кроме того, целесообразно заменить турбинное масло на аналогичное, но с наименьшей температурой кристаллизации, для смещения границы замерзания масла ближе к выходу потока. Такой способ значительно дешевле, чем модернизация турбинного модуля по исключению попадания паров масла в газовую полость либо установка маслоуловителя.

Предложенная схема работы теплообменника позволила бы максимально уменьшить перепад давления технологического потока в теплообменнике, тем самым увеличить холодопроизводительность оживителя (за счет увеличения давления на входе в турбодетандер), приблизив фактическую производительность по СПГ к проектному значению.

Кроме того, имеет смысл периодически (после останова ожижителя) промывать теплообменный аппарат обезжиривателем [49], а также целесообразно рассмотреть возможность промывки запатентованным растворителем для снижения затрат предприятия.

ГЛАВА 4. АНАЛИЗ ЭФЕКТИВНОСТИ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ПРОПАН-БУТАНА ПРИ СТРАВЛИВАНИИ ПРИРОДНОГО ГАЗА С УЧАСТКА МАГИСТРАЛЬНОГО ГАЗОПРОВОДА

4.1. Анализ возможности уменьшения затрат предприятия при стравливании транспортируемого газа

На сегодняшний день 80% газопроводов Единой системы газоснабжения эксплуатируются в состоянии, требующем немедленного ремонта дефектных участков по причине износа. Перед проведением ремонта методом замены дефектных труб требуется освободить от природного газа участок газопровода длиной до 30 км (максимально допустимое расстояние между линейными кранами газопровода согласно нормативным требованиям). Для сбережения части стравливаемого перед ремонтом газа могут проводиться такие различные мероприятия, как:

-срабатывание газа на ГРС, питаемую с данного участка газопровода (срабатывание происходит за счет понижения давления в участке до требуемого значения, в случае отсутствия возможности срабатывания газа на потребителя требуется стравливание полного объема газа в атмосферу);

-перекачка газа из ремонтируемого участка в смежный с применением мобильных компрессорных станций [102] (при этом для перекачки объема газа может потребоваться значительное количество времени в зависимости от мощности компрессоров, а также проведение сварочно-монтажных работ для подключения установки к крановому узлу);

-сжижение части стравливаемого природного газа с применением мобильных установок сжижения [103], при котором затрачивается энергия на сжатие

стравливаемого газа и его осушку, очистку от диоксида углерода и охлаждение для дальнейшего сжижения его части, что экономически не всегда эффективно, а также может потребоваться значительное количество времени.

При отключении межкранового участка многониточного газопровода его общее проходное сечение уменьшается, и для прокачки идентичного объема газа в единицу времени необходимо увеличить давление газа в параллельных рабочих нитках, при этом увеличивается нагрузка на газоперекачивающие агрегаты, как и расход газа на собственные нужды агрегатов для увеличения их производительности. Следовательно, отключение участка и его ремонт целесообразно проводить в максимально короткие сроки для минимизации затрат на топливный газ. Так, при отключении участка газопровода диаметром Д1420 и обеспечении заданной производительности газотранспортной системы потребуется дополнительная нагрузка газоперекачивающих агрегатов с потреблением топливного газа 0,15-0,40 млн.м³/сут в зависимости от сезона года [105].

Применение указанных выше способов сохранения газа может быть неэффективным, поскольку для их реализации может потребоваться большее количество времени, чем промежуток времени, необходимый для простого стравливания газа в атмосферу.

Для рассмотрения альтернативного, более экономически эффективного варианта стравливания газа проведен анализ эффективности метода низкотемпературной сепарации углеводородов для получения пропан-бутановой фракции из стравливаемого газа, предложенной в главе 2.

С технической точки зрения осуществить подключение установки извлечения пропан-бутана при стравливании газа можно через стояк отбора газа диаметром 57 мм на крановом узле, при этом не потребуется проводить какие-либо сварочно-монтажные работы, требующие затраты на дополнительные материалы. Однако расход газа через такой диаметр сократится, а время стравливания значительно увеличится.

Таким образом, для определения целесообразности применения такой установки в качестве ресурсосберегающего мероприятия требуется разработать алгоритм расчета характеристик процесса извлечения пропан-бутана при стравливании газа, отражающих зависимость объемов получаемой сжиженной фракции от времени стравливания газа и затрат на увеличенные расходы на топливный газ компрессоров.

4.2. Расчет характеристик процесса извлечения пропан-бутана при стравливании природного газа

Для анализа получения пропан-бутана необходимо учитывать, что давление в участке газопровода при стравливании постепенно снижается, при этом и расход газа через установку снижается, то есть данный процесс проходит при нестационарных условиях.

Для стабилизации процесса, то есть для обеспечения постоянного расхода газа через установку предлагается использовать регулятор давления, который будет обеспечивать постоянное давление на входе в установку до тех пор, пока давление в газопроводе не достигнет данного значения.

Поскольку главной задачей при использовании установки извлечения пропан-бутана является получение максимального количества сжиженного продукта, соответствующего по составу нормативным требованиям, за минимальный промежуток времени, то будет логично воспользоваться результатами исследования зависимости доли получаемого сжиженного продукта от различных параметров, отраженного в разделе 2.

Согласно графикам рисунков 2.6, 2.11 и 2.17 наибольшую долю сжиженного продукта можно получить при минимальных давлениях входного потока (2,5 МПа) и минимальных температурах его охлаждения (-75°C). При этом необходимо отметить, что при охлаждении потока до -75°C не при всех составах газа давление насыщенных паров при температуре 45°C получаемой жидкой фракции будет соответствовать нормативному значению. Следовательно, в качестве основных

параметров схемы извлечения пропан-бутана примем входное давление 2,5 МПа и температуру охлаждения -65°C .

Состав магистрального газа в дальнейшем расчете примем со средними концентрациям компонентов (согласно таблице 2.1) как наиболее постоянный в реальных условиях.

Поскольку газотранспортная сеть состоит из газопроводов различных диаметров, предлагается рассмотреть три варианта диаметра газопровода – Д530, Д1020 и Д1420 мм – при стравливании газа с двух вариантов давлений – 7,0 МПа и 5,4 МПа. Выбор именно таких вариантов давлений обусловлен тем, что это усредненные значения давления в магистральных газопроводах, зафиксированные за последние годы в одном из газотранспортных предприятий. Время стравливания газа также зависит от диаметра свечного трубопровода – чем больше диаметр, тем меньше время стравливания: для газопровода Д1420 и Д1020 диаметр свечи Д325, для газопровода Д530 диаметр свечи Д159.

Первоначальным этапом является анализ применимости установки с целью извлечения из стравливаемого газа пропан-бутана в течение минимально возможного промежутка времени – времени опорожнения участка газопровода через оба полностью открытых свечных крана на каждом конце участка (рисунок 4.1). При снижении давления в газопроводе до значения 2,5 МПа часть газа из потока на свечу будет отбираться на установку СУГ. При дальнейшем снижении давления в газопроводе с 2,5 МПа до атмосферного расход через установку СУГ будет переменный, что затрудняет расчет расхода и состава пропан-бутановой фракции.

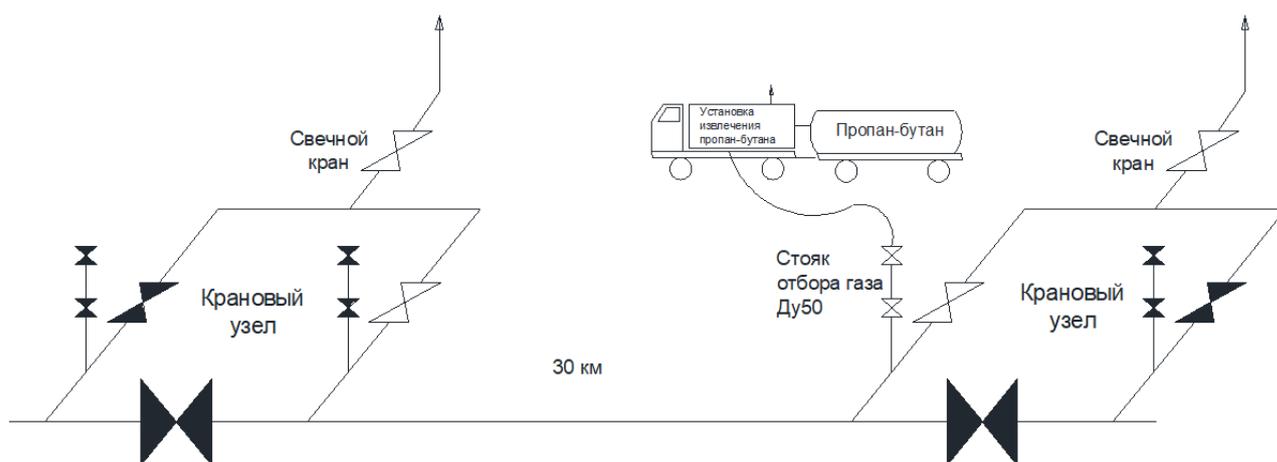


Рисунок 4.1 – Схема стравливания газа с газопровода через оба свечных трубопровода при одновременном извлечении пропан-бутана

Расход потока через установку ограничен габаритами оборудования, которые должны обеспечить мобильность установки. Наибольшими размерами установки обладают теплообменники (предварительный и основной). Для охлаждения потока газа до температуры -65°C потребуются применение, к примеру, витых теплообменных аппаратов, хорошо себя зарекомендовавших в криогенной технике. Таким образом, для определения наибольшего возможного расхода газа через теплообменники мобильной установки СУГ необходимо оценить его зависимость от габаритов данных теплообменников.

Рассматривая всю площадь теплообмена F витого теплообменника как N -ое количество поперечных рядов, состоящих из концентрических трубок определенного диаметра d и длиной l_i , можно выразить отношение объема сосуда к площади теплообмена:

$V = kV_f$, где k – коэффициент, показывающий отношение объема V всего сосуда диаметром D и высотой L к объему, занимаемому трубками теплообмена V_f ;

$$v = \frac{\pi d^2}{4} \sum l_i ;$$

$V_f = Nv$, где v – объем, занимаемый одним рядом концентрических трубок;

$F = Nf$, где f – площадь теплообмена одного ряда концентрических трубок;

$$f = \pi d \sum l_i ;$$

$$\frac{V}{F} = \frac{kN\frac{\pi d^2}{4}\sum l_i}{N\pi d\sum l_i} = \frac{k}{4}d;$$

Учитывая, что $V = \frac{\pi D^2}{4}L$, получаем выражение

$$\frac{\pi D^2}{4}L = \frac{k}{4}dF \quad (1)$$

то есть объем теплообменника прямо пропорционален площади теплообмена.

Также для последующей оценки необходимо учесть основное уравнение теплообмена:

$$Q = G(i'' - i') - q = k_t F \Delta t \quad (2)$$

где i_1, i_2 – энтальпия на входе и выходе из теплообменника соответственно, k_t – коэффициент теплопередачи, q – потери теплоты через изоляцию (в дальнейшем расчете принимаем, что изоляция состоит из пористо-вакуумного материала, поэтому потерями теплоты через изоляцию можно пренебречь).

Используя выражения 1 и 2, получаем

$$G(i'' - i') = \frac{\pi D^2 L k_t \Delta t}{k d} \quad (3)$$

Для грубой (достаточной для исследования) оценки максимально возможного расхода газа через установку СУГ с учетом габаритов оборудования для размещения в транспортируемом контейнере, предлагается рассмотреть аналогичный теплообменный аппарат на рассматриваемом действующем объекте производства СПГ.

Используя полученную формулу 3, приняв равенство коэффициента теплопередачи, температурного напора и диаметра трубок в теплообменниках мобильной установки СУГ и рассматриваемого объекта производства СПГ, получаем следующее выражение:

$$\frac{G_1(i''_1 - i'_1)}{G_2(i''_2 - i'_2)} = \frac{D_1^2 L_1}{D_2^2 L_2} \quad \text{или} \quad G_1 = \frac{D_1^2 L_1 G_2 (i''_2 - i'_2)}{D_2^2 L_2 (i''_1 - i'_1)} \quad (4)$$

Проанализировав паспортные данные теплообменного оборудования, эксплуатируемого на действующем объекте производства СПГ на базе ГРС (см. раздел 2.3), приняв максимально возможные значения диаметра и высоты

теплообменника для размещения в 40-футовом контейнере, по выражению 9 можно определить максимально возможный расход газа через установку СУГ. По результатам расчета данный расход составил не более 30 тыс. кг/ч. Таким образом, в дальнейшем анализе примем расход газа через установку СУГ 30 000 кг/ч.

В соответствии с [38,39] массовый расход G [кг/с] газа при истечении из газопровода через свечу определенного диаметра (при критическом и некритическом истечении) определяется следующим выражением

$$G = \begin{cases} S_{\text{св}} \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{2}{k-1}} \frac{P_{\text{труб}}^2}{RT}} \\ \text{при } \frac{P_{\text{атм}}}{P_{\text{труб}}} < \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \\ S_{\text{св}} \sqrt{2 \frac{k}{k+1} \left[\left(\frac{P_{\text{атм}}}{P_{\text{труб}}}\right)^{\frac{2}{k}} - \left(\frac{P_{\text{атм}}}{P_{\text{труб}}}\right)^{\frac{k+1}{k}} \right] \frac{P_{\text{труб}}^2}{RT}} \\ \text{при } \frac{P_{\text{атм}}}{P_{\text{труб}}} \geq \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \end{cases} \quad (5)$$

где k – показатель адиабаты (для природного газа $k=1,32$);

$S_{\text{св}}$ – площадь поперечного сечения свечи [м²];

$P_{\text{труб}}$ – давление в газопроводе [Па];

$P_{\text{атм}}$ – атмосферное давление, принимаемое как 101325 Па;

R – универсальная газовая постоянная, равная $8,314 \left[\frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}} \right]$;

T – температура газа в газопроводе [К].

Давление в газопроводе, ниже которого происходит докритическое истечение:

$$P_{\text{кр}} = \frac{P_{\text{атм}}}{\left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}}} = 0,187 \text{ МПа} \quad (6)$$

Время истечения из газопровода массы газа:

$$\tau = \frac{\pi D^2 L (\rho_1 - \rho_2)}{4 G_{1,2}} \quad (7)$$

Используя вышеуказанные формулы, выполнен расчет и получены зависимости давления в опорожняемом участке газопровода от времени

опорожнения для различных диаметров газопровода и начального давления (рисунки 4.2 и 4.3).

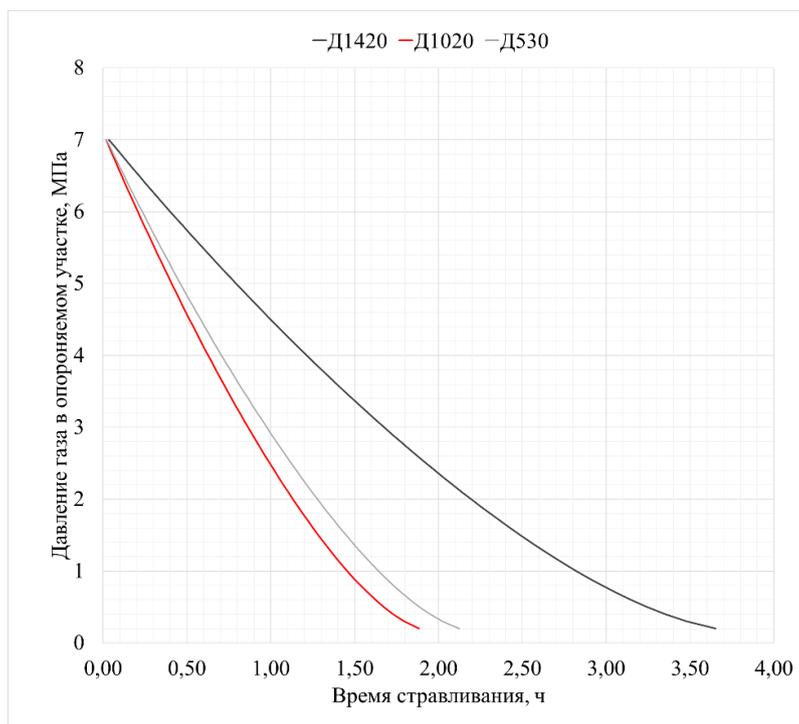


Рисунок 4.2 – График зависимости давления в опорожняемом участке газопровода различного диаметра с начальным давлением 7,0 МПа от времени стравливания

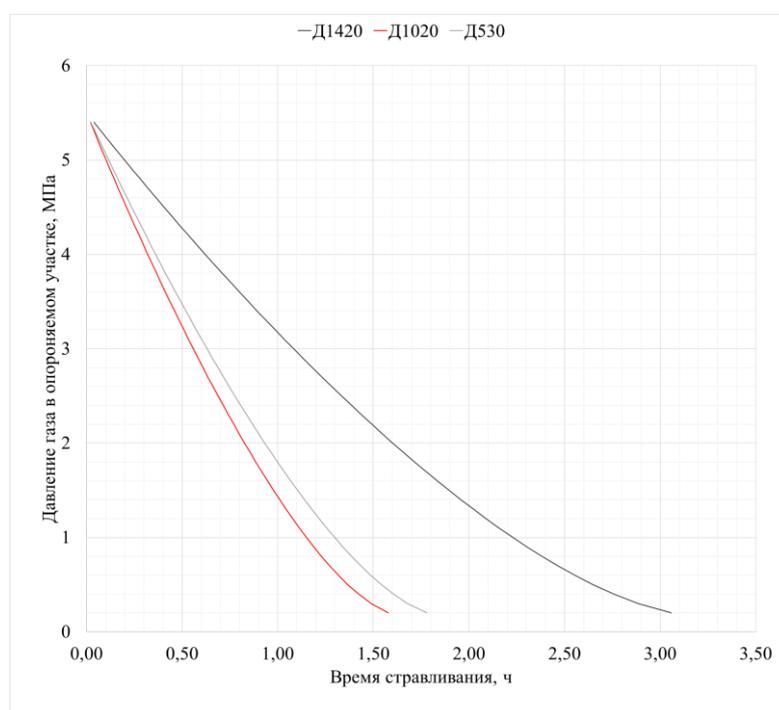


Рисунок 4.3 – График зависимости давления в опорожняемом участке газопровода различного диаметра с начальным давлением 5,4 МПа от времени стравливания

Графики на рисунках 4.2 и 4.3 наглядно показывают, что время опорожнения участка максимального диаметра и наибольшего начального давления составляет не более 4 часов, а время снижения давления до значения 2,5 МПа (время извлечения пропан-бутана) – не более 2 часов. Необходимо также учесть, что потребуется дополнительное время на достижение необходимых температур в процессе теплообмена (охлаждение теплообменной поверхности до номинального режима). На действующем объекте производства СПГ на базе ГРС время, необходимое для охлаждения рабочей поверхности теплообменников до необходимой температуры составляет порядка 1 часа. Приняв аналогичное время достижения номинального режима работы для рассматриваемой установки СУГ, время для извлечения пропан-бутана будет составлять не более 1 часа.

По результатам проведенного анализа, отраженного в разделе 2, максимальная доля извлекаемого сжиженного продукта при рассматриваемых параметрах работы установки составляет не более 1,7% от входного потока. Таким образом, за 1 час работы установки возможно извлечь из стравливаемого газа порядка 510 кг пропан-бутановой фракции, что в денежном эквиваленте будет составлять около 23 тыс. руб. Очевидно, что это не значительное уменьшение затрат, особенно при том, что в анализ не включены затраты на транспортировку установки до места стравливания. Следовательно, вариант извлечения пропан-бутана в процессе стравливания газа с участка за минимальный промежуток времени не целесообразен.

Предлагается рассматривать вариант, когда газ с одного конца участка будет стравливаться на свечу, а на другом конце – проходить через стояк отбора газа на установку извлечения пропан-бутана (рисунок 4.4). При этом расход газа через свечу можно контролировать частичным прикрытием свечного крана с целью увеличения времени стравливания.

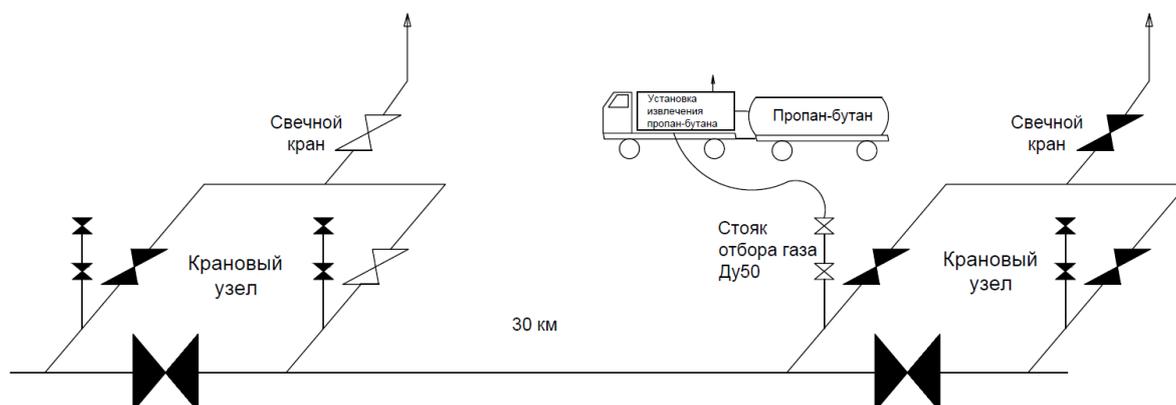


Рисунок 4.4 – Схема стравливания газа с газопровода через один свечной трубопровод при одновременном извлечении пропан-бутана

В данном случае время опорожнения участка будет увеличено, как и объем топливного газа компрессорной станции (увеличение производительности газоперекачивающих агрегатов), поэтому необходимо определить зависимость объема получаемой сжиженной фракции и объема топливного газа газоперекачивающих агрегатов от времени стравливания при различных степенях открытия свечного крана, для этого повторно воспользуемся формулами 5–7.

В рамках исследования получить информацию об объемах топливного газа на собственные нужды удалось только для действующей компрессорной станции одного из газотранспортных предприятий, обеспечивающей перекачку газа по двум ниткам газопровода $D1420$ и рабочим давлением $7,0$ МПа. Поэтому далее будет рассматриваться именно эти значения давления и диаметра газопровода.

В качестве примера в таблице 4.8 представлены расчетные значения параметров опорожнения участка газопровода $D1420$ и давления 7 МПа при одновременном пропускании части газа через установку СУГ и стравливания газа через эквивалентный диаметр свечного крана $D200$ мм до момента, пока давление в участке не снизится до $2,5$ МПа, после чего оба свечных крана открываются на 100%.

Основная идея расчета состоит в последовательном определении расхода газа, сбрасываемого на свечу, и проходящего через установку СУГ, в промежутке времени снижения давления на $0,1$ МПа. В таком промежутке температура и плотность меняются незначительно, что позволяет принять среднюю плотность и

температуру газа для каждого промежутка времени. Изменение плотности и температуры газа в трубопроводе в процессе стравливания определяется из справочных данных по постоянному значению энтальпии для соответствующих давлений [26].

Используя формулы 5 и 7 по имеющейся методике расчета [37,38,39], определяется время стравливания и расход газа через свечу заданного диаметра. Последовательным сложением рассчитывается общее время стравливания до определенного давления. При достижении давления 2,5 МПа газ перестает поступать через установку СУГ, а сброс давления с газопровода начинает происходить через оба свечных крана на крановых узлах, в связи с чем резко увеличивается расход газа через свечу. Далее из таблицы определяется время прохождения газа через установку СУГ и оценивается расход получаемой пропан-бутановой смеси за это время. При этом изначально задается диаметр газопровода, диаметр свечи.

Таблица 4.8 – Пример расчетных параметров стравливания газа с газопровода через установку СУГ и свечу эквивалентного диаметра 200 мм

Диаметр газопровода, мм	Диаметр свечи, мм	Давление в газопроводе, МПа	Температура в газопроводе, град.	Плотность газа в газопроводе, кг/м ³	Расход газа через свечу, кг/с	Время снижения давления на 0,1 МПа при стравливании только через свечу, ч	Время снижения давления при стравливании только через свечу нарастающим итогом, ч	Расход газа общий (через свечу и установку), кг/ч	Время снижения давления на 0,1 МПа при стравливании через свечу и установку СУГ, ч	Общее время снижения давления нарастающим итогом, ч	Расход газа через установку СУГ, кг/ч	Давление газа на входе в установку СУГ, МПа
1420	200	7	15	60,44	59,52	670,17	0,19	244271,6	0,16	0,16	30000	2,5
1420	200	6,9	14,54	59,6	59,27	681,04	0,38	243360,1	0,17	0,33	30000	2,5
1420	200	6,8	14,08	58,75	59,01	676,01	0,56	242420,7	0,16	0,49	30000	2,5
1420	200	6,7	13,6	57,91	58,75	678,99	0,75	241489,1	0,17	0,66	30000	2,5
1420	200	6,6	13,14	57,07	58,49	690,14	0,94	240547,0	0,17	0,83	30000	2,5
1420	200	6,5	12,66	56,22	58,22	693,34	1,14	239575,6	0,17	1,00	30000	2,5
1420	200	6,4	12,18	55,37	57,94	696,61	1,33	238592,9	0,17	1,16	30000	2,5
1420	200	6,3	11,7	54,52	57,67	699,95	1,52	237598,5	0,17	1,33	30000	2,5
1420	200	6,2	11,21	53,67	57,39	703,36	1,72	236592,0	0,17	1,50	30000	2,5
1420	200	6,1	10,72	52,82	57,10	715,16	1,92	235573,3	0,17	1,68	30000	2,5
1420	200	6	10,23	51,96	56,81	718,83	2,12	234522,1	0,17	1,85	30000	2,5
1420	200	5,9	9,73	51,1	56,52	714,19	2,32	233457,4	0,17	2,03	30000	2,5
1420	200	5,8	9,22	50,25	56,22	726,37	2,52	232399,0	0,18	2,20	30000	2,5
1420	200	5,7	8,7	49,39	55,92	730,32	2,72	231306,2	0,18	2,38	30000	2,5
1420	200	5,6	8,2	48,53	55,61	734,36	2,92	230198,7	0,18	2,55	30000	2,5
1420	200	5,5	7,68	47,67	55,30	747,09	3,13	229075,8	0,18	2,74	30000	2,5
1420	200	5,4	7,16	46,8	54,98	742,83	3,34	227916,1	0,18	2,91	30000	2,5
1420	200	5,3	6,64	45,94	54,66	747,19	3,55	226760,9	0,18	3,09	30000	2,5
1420	200	5,2	6,11	45,08	54,33	760,41	3,76	225588,8	0,18	3,28	30000	2,5
1420	200	5,1	5,57	44,21	53,99	765,14	3,97	224377,3	0,18	3,46	30000	2,5
1420	200	5	5,03	43,34	53,65	770,02	4,18	223147,2	0,19	3,65	30000	2,5
1420	200	4,9	4,49	42,47	53,30	775,03	4,40	221897,8	0,19	3,83	30000	2,5
1420	200	4,8	3,94	41,6	52,95	771,23	4,61	220628,3	0,19	4,02	30000	2,5
1420	200	4,7	3,39	40,74	52,60	785,41	4,83	219361,2	0,19	4,21	30000	2,5
1420	200	4,6	2,84	39,87	52,24	799,98	5,05	218049,7	0,19	4,40	30000	2,5
1420	200	4,5	2,28	38,99	51,86	796,64	5,27	216691,7	0,19	4,59	30000	2,5
1420	200	4,4	1,71	38,12	51,48	802,48	5,50	215334,0	0,19	4,78	30000	2,5
1420	200	4,3	1,14	37,25	51,10	808,51	5,72	213951,9	0,19	4,97	30000	2,5
1420	200	4,2	0,57	36,38	50,71	824,11	5,95	212544,5	0,20	5,17	30000	2,5
1420	200	4,1	0	35,5	50,30	821,31	6,18	211085,1	0,20	5,37	30000	2,5
1420	200	4	-0,59	34,63	49,90	837,51	6,41	209623,2	0,20	5,57	30000	2,5
1420	200	3,9	-1,18	33,75	49,47	835,05	6,64	208105,9	0,20	5,76	30000	2,5
1420	200	3,8	-1,77	32,88	49,05	851,92	6,88	206584,3	0,20	5,97	30000	2,5
1420	200	3,7	-2,37	32	48,61	859,62	7,12	205003,6	0,20	6,17	30000	2,5
1420	200	3,6	-2,97	31,12	48,16	857,77	7,36	203388,6	0,20	6,37	30000	2,5
1420	200	3,5	-3,57	30,25	47,71	875,82	7,60	201765,8	0,21	6,58	30000	2,5
1420	200	3,4	-4,19	29,37	47,24	874,47	7,84	200077,2	0,21	6,79	30000	2,5
1420	200	3,3	-4,8	28,5	46,77	893,44	8,09	198378,1	0,21	7,00	30000	2,5
1420	200	3,2	-5,42	27,62	46,28	902,94	8,34	196607,7	0,21	7,21	30000	2,5
1420	200	3,1	-6,04	26,74	45,78	902,51	8,59	194792,5	0,21	7,42	30000	2,5
1420	200	3	-6,67	25,87	45,27	923,14	8,85	192961,4	0,22	7,64	30000	2,5
1420	200	2,9	-7,3	24,99	44,74	923,49	9,11	191049,2	0,22	7,85	30000	2,5
1420	200	2,8	-7,94	24,12	44,20	945,45	9,37	189116,3	0,22	8,08	30000	2,5
1420	200	2,7	-8,58	23,24	43,64	946,74	9,63	187094,0	0,22	8,30	30000	2,5
1420	200	2,6	-9,23	22,37	43,07	970,27	9,90	185045,3	0,23	8,52	30000	2,5
1420	200	2,5	-9,88	21,49	42,47	972,72	10,17	182897,4	0,23	8,75	30000	2,5
1420	325	2,4	-10,54	20,62	221,10	189,00	10,22	795966,7	0,05	8,80	0,0	2,4
1420	325	2,3	-11,2	19,74	217,74	189,74	10,28	783855,7	0,05	8,85	0,0	2,3
1420	325	2,2	-11,86	18,87	214,31	192,77	10,33	771515,6	0,05	8,91	0,0	2,2
1420	325	2,1	-12,53	18	210,75	196,02	10,39	758717,5	0,05	8,96	0,0	2,1
1420	325	2	-13,21	17,13	207,06	199,52	10,44	745420,2	0,06	9,02	0,0	2
1420	325	1,9	-13,88	16,26	203,22	203,30	10,50	731576,7	0,06	9,07	0,0	1,9
1420	325	1,8	-14,57	15,39	199,20	207,39	10,55	717132,4	0,06	9,13	0,0	1,8
1420	325	1,7	-15,25	14,52	195,01	211,85	10,61	702024,0	0,06	9,19	0,0	1,7
1420	325	1,6	-15,95	13,65	190,60	214,26	10,67	686177,0	0,06	9,25	0,0	1,6
1420	325	1,5	-16,64	12,79	186,05	222,06	10,73	669764,7	0,06	9,31	0,0	1,5
1420	325	1,4	-17,34	11,92	181,16	225,43	10,80	652168,9	0,06	9,37	0,0	1,4
1420	325	1,3	-18,05	11,06	176,06	231,96	10,86	633798,7	0,06	9,44	0,0	1,3
1420	325	1,2	-18,76	10,2	170,62	239,35	10,93	614237,9	0,07	9,50	0,0	1,2
1420	325	1,1	-19,47	9,34	164,80	247,80	11,00	593292,8	0,07	9,57	0,0	1,1
1420	325	1	-20,19	8,48	158,53	257,60	11,07	570715,6	0,07	9,65	0,0	1
1420	325	0,9	-20,9	7,62	151,72	266,04	11,14	546181,6	0,07	9,72	0,0	0,9
1420	325	0,8	-21,64	6,77	144,34	279,63	11,22	519635,9	0,08	9,80	0,0	0,8
1420	325	0,7	-22,37	5,92	136,15	299,95	11,30	490141,0	0,08	9,88	0,0	0,7
1420	325	0,6	-23,1	5,06	126,77	314,66	11,39	456362,4	0,09	9,97	0,0	0,6
1420	325	0,5	-23,84	4,22	116,19	347,40	11,49	418266,7	0,10	10,06	0,0	0,5
1420	325	0,4	-24,58	3,37	103,37	390,49	11,60	372119,9	0,11	10,17	0,0	0,4
1420	325	0,3	-25,33	2,52	87,12	457,84	11,72	313643,6	0,13	10,30	0,0	0,3
1420	325	0,2	-26,08	1,68	64,23	621,05	11,90	231219,5	0,17	10,47	0,0	0,2
1420	325	0,1	-26,84	0,84	0,00	784,26	12,11	0,1	0,22	10,64	0	0,1

По данным расчетным значениям видно, что процесс извлечения пропан-бутана может длиться порядка 8,75 часов. С учетом затрат времени на охлаждение оборудования до номинального уровня принимается время 7,75 часов. За этот период возможно извлечь порядка 4460 кг, что в денежном эквиваленте составит 200 тыс. руб. Общее время опорожнения участка в данном случае составит около 10,6 часов, что на 6,6 часа больше, чем при обычном стравливании. За 6,6 часов увеличение объема топливного газа компрессорной станции составило бы порядка 40 тыс. норм. м³, что в денежном эквиваленте при принятой себестоимости природного газа порядка 3 руб/норм. м³ составило бы около 120 тыс. руб. В данном случае применение установки извлечения пропан-бутана представляется с положительным эффектом.

Аналогичный расчет возможно провести для любых значений характеристик газопровода и получить время извлечения и объем пропан-бутана.

В соответствии с полученными табличными значениями при различных диаметрах газопровода и процентах открытия свечного крана можно сделать следующие выводы:

1. Эффективность применения мобильной установки СУГ зависит от предполагаемого режима работы газоперекачивающих агрегатов на период отключения участка, а также от ограничения ремонтных работ во времени;

2. При планировании отключения участка целесообразно сравнить предполагаемые затраты на увеличение топливного газа газоперекачивающих агрегатов с возможными объемами получаемого пропан-бутана, рассчитываемыми по предложенному алгоритму;

3. Для получения технического пропан-бутана, соответствующего нормативным требованиям, целесообразно применять зависимости характеристик получаемой фракции от различных факторов, которые представлены в разделе 2.

4.3. Осушка газа перед охлаждением

Поскольку газ, транспортируемый по магистральным газопроводам перед подачей на ГРС, должен соответствовать требованию по температуре точки росы

не выше -10°C согласно нормативным документам [40], для исключения образования частиц льда и закупоривания трубопроводов на установке извлечения пропан-бутана газ необходимо предварительно осушить до температуры точки росы не выше -65°C .

В соответствии с [33,34,35] наиболее эффективным способом осушки природного газа является адсорбционный метод, при котором два наполненных отечественным адсорбентом NaA адсорбера работают попеременно. Режим регенерации осуществляется за счет отбора части осушенного и нагретого газа и его прохождения через насыщенный влагой адсорбент. Аналогично разделу 4.2, по паспортным данным адсорбционной установки действующего объекта производства СПГ на базе ГРС проведена оценка габаритов адсорберов для установки извлечения пропан-бутана. По результатам оценки определено, что адсорбера для осушки газа также возможно разместить в контейнерном исполнении, что позволяет обеспечить мобильность установки (рисунок 4.5).

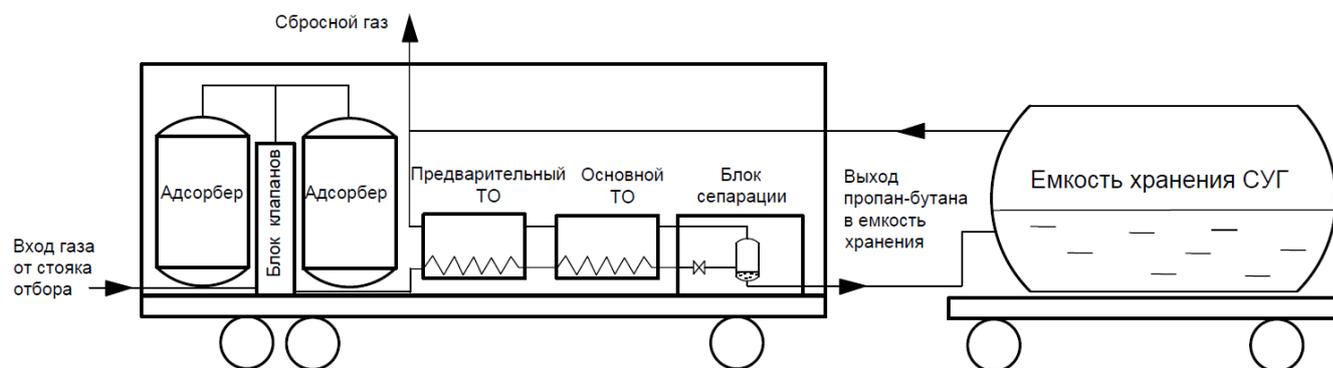


Рисунок 4.5 – Схема блочного исполнения установки извлечения пропан-бутана

4.4. Результаты анализа эффективности применения установки низкотемпературной сепарации углеводородов при стравливании газа

В результате проведенного анализа, представленного в данной главе, разработан алгоритм расчета характеристик процесса извлечения пропан-бутана при стравливании газа с участка газопровода с помощью мобильной установки, работающей за счет технологии низкотемпературной сепарации тяжелых углеводородов, описаны случаи наиболее эффективного применения установки с точки зрения уменьшения затрат для газотранспортного предприятия.

Применение процесса извлечения пропан-бутана при стравливании газа целесообразно не только при отключении участка газопровода перед ремонтом, но при его стравливании в процессе проведения внутритрубной диагностики (ВТД). На сегодняшний день ВТД газопроводов проводится с применением специальных снарядов-дефектоскопов. Для газопроводов небольших диаметров эти дефектоскопы движутся по газопроводу за счет перепада давления газа до и после снаряда. При невозможности обеспечить на ГРС необходимый уровень давления (при отсутствии необходимого потребления газа с ГРС) возникает необходимость стравливания газа на конце участка газопровода на свечу для поддержания давления ниже, чем в начале участка, и как следствие – обеспечения движения снарядов. В зависимости от длины дефектуемого участка газопровода время движения снарядов, как и время стравливания газа, может достигать больших значений. Для снижения затрат на потери газа при стравливании предлагается применять установку извлечения пропан-бутана из стравливаемого газа (рисунок 4.6).

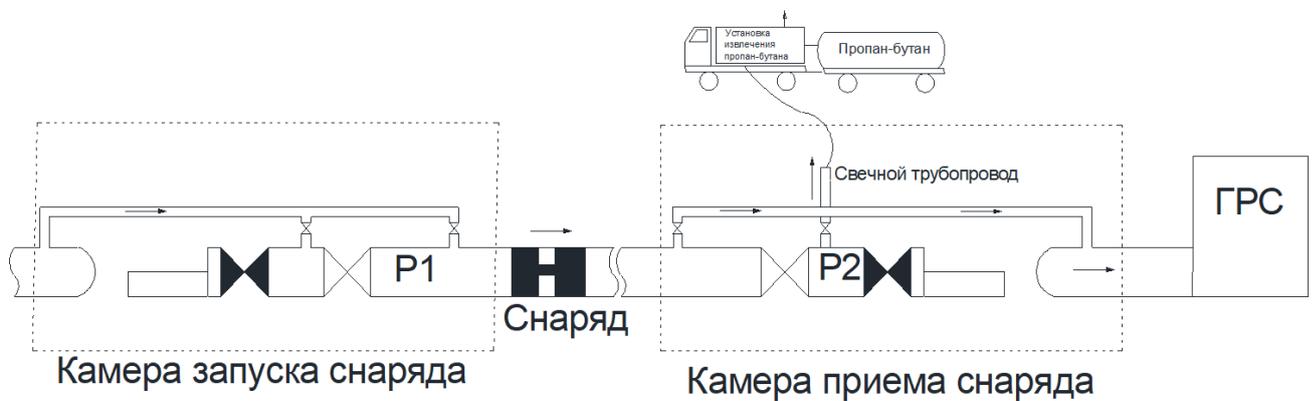


Рисунок 4.6 – Схема проведения ВТД газопровода со стравливанием газа и одновременном извлечении пропан-бутана

В таком случае выгода будет очевидна, поскольку отсутствуют какие-либо изменения в работе других объектов (например, работа газоперекачивающих агрегатов не меняется, поскольку участок не выводится из работы). Преимуществом такого способа сбережения ресурса по сравнению со способом сжижения природного газа является отсутствие затрат на сжатие и очистку от углекислоты стравливаемого природного газа.

Так, объемы получаемого пропан-бутана при стравливании газа в период ВТД будут прямо пропорциональны времени стравливания. Для рассматриваемой установки с входным расходом порядка 30 000 кг/ч за 16 часов стравливания газа возможно извлечь порядка 8,2 тонн технического пропан-бутана, которые в дальнейшем возможно вовлечь в производственную деятельность предприятия. Это говорит о целесообразности рассмотренного альтернативного варианта сбережения ресурсов при стравливании природного газа в атмосферу.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В процессе диссертационного исследования поставленные задачи по исследованию применимости процесса низкотемпературной сепарации тяжелых углеводородов на объектах газотранспортной системы были выполнены, цель достигнута. По результатам проведенной работы можно сформулировать следующие выводы:

1. Предложена модель процесса редуцирования газа на газораспределительной станции с использованием теплообменного и сепарационного оборудования, позволяющая извлекать пользу из неэффективного процесса дросселирования – получать сжиженный углеводородный газ. Применение такого процесса на ГРС перед сжижением природного газа на АГНКС позволяет повысить качество производимого СПГ за счет увеличения концентрации метана и снижения концентрации тяжелых углеводородов (рисунок 5.1). При этом получены зависимости параметров процесса низкотемпературной сепарации на ГРС от таких величин, как давление магистрального газа, его компонентный состав, температура окружающего воздуха (сезон года), определен оптимальный режим функционирования схемы при различных внешних параметрах.

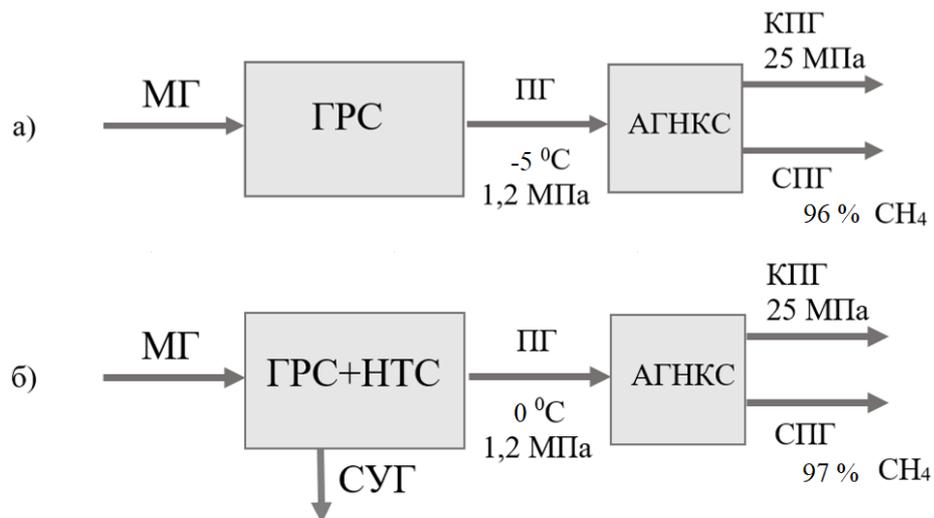


Рисунок 5.1 – Схема совместной работы ГРС и линии сжижения природного газа на АГНКС при а) существующей схеме; б) предложенной схеме с низкотемпературной сепарацией (НТС) на ГРС

2. В рамках исследования процесса низкотемпературной сепарации газа проведен анализ функционирования данного процесса на действующем объекте по производству СПГ, экспериментальным путем доказана возможность и эффективность применения данной схемы, проведены лабораторные анализы составов получаемой сжиженной фракции в различные сезоны года, а также выдвинуты предположения по основным причинам работы теплообменного оборудования на непроектных характеристиках, аргументированные теоретическим анализом и опытным путем. Предложены и обоснованы мероприятия по повышению производительности всего объекта по конечному продукту, исключающие необходимость проведения дорогостоящей модернизации действующего оборудования, реконструкции и технического перевооружения.

3. В ходе исследования все процессы были смоделированы в программном продукте GIBBS, применимость которого обоснована минимальными отклонениями расчетных значений параметров модели от фактических значений параметров действующего производственного объекта.

4. В процессе проведения отбора проб для лабораторных анализов был обнаружен накапливаемый конденсат, который при продолжительной выдержке остается в жидком состоянии при температуре окружающей среды и атмосферном давлении. Опытным путем подтверждены свойства конденсата как растворителя масла, что позволило бы использовать его в производственной деятельности. Полученный растворитель запатентован [41].

5. Используя разработанную модель извлечения пропан-бутановой фракции на газораспределительной станции, рассмотрена возможность получения сжиженного углеводородного газа из природного газа, стравливаемого при ремонтных и диагностических работах на линейной части магистрального газопровода, представлены и обоснованы расчетами преимущества предложенного метода ресурсосбережения по сравнению с существующими. Разработан алгоритм расчета массы получаемой пропан-бутановой фракции из стравливаемого газа различного давления из газопровода различного диаметра.

Рекомендации, перспективы дальнейшей разработки темы: для подтверждения работоспособности предлагаемой установки на базе смоделированного процесса получения пропан-бутановой фракции рекомендуется изготовить опытный образец мобильной установки извлечения пропан-бутана из природного газа. Подтверждение работоспособности и эффективности такой установки позволило бы внедрить разработанную схему извлечения пропан-бутана на многих объектах транспортировки природного газа.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ И СОКРАЩЕНИЯ

АГНКС – автомобильная газонаполнительная компрессорная станция

ГРС – газораспределительная станция

КСПГ – комплекс по производству сжиженного природного газа

МГ – магистральный газопровод

НТС – низкотемпературная сепарация

ПГ – природный газ

СПГ – сжиженный природный газ

СУГ – сжиженный углеводородный газ

ТО – теплообменник

ТУ – технические условия

ТЭЦ – теплоэлектроцентраль

ХМ – холодильная машина

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Об утверждении долгосрочной программы развития производства сжиженного природного газа в Российской Федерации : распоряжение Правительства Рос. Федерации №640-р : принято 16 марта 2021 г. – Москва, 2021. – URL: <http://government.ru/docs/41790> (дата обращения: 16.06.2021).
2. Об утверждении энергетической стратегии Российской Федерации до 2035 года : распоряжение Правительства Рос. Федерации № 1523-р : принято 9 июня 2020 г. – Москва, 2021. – URL: <https://minenergo.gov.ru/node/1026> (дата обращения: 16.06.2021).
3. ГОСТ Р 56021–2014. Газ горючий природный сжиженный. Топливо для двигателей внутреннего сгорания и энергетических установок. Технические условия : нац. стандарт Рос. Федерации : дата введения 2016–01–01. – Москва : Стандартиформ, 2014. – 15 с.
4. Безруков Д. В. Блочная установка ожижения природного газа производительностью 1,5 т/ч / Д. В. Безруков, А. Л. Довбиш, В. А. Передельский // Автогазозаправочный комплекс + альтернативное топливо. – 2008. – № 4. – С. 56–58.
5. Эффективная установка сжижения природного газа на базе АГНКС с использованием «открытого цикла Клименко» / И. Ф. Кузьменко, А. Л. Довбиш, Р. В. Дарбинян [и др.] // Автогазозаправочный комплекс + альтернативное топливо. – 2004. – № 1. – С. 29–31.
6. Ходорков И. Л. Мини-завод по производству СПГ на базе совмещенного комплекса АГНКС-ГРС / И. Л. Ходорков // Автогазозаправочный комплекс + альтернативное топливо. – 2004. – № 3. – С. 50–51.
7. Люгай Д. В. Современное состояние и перспективы развития производства и использования сжиженного природного газа в России / Д. В. Люгай. – Москва : Газпром ВНИИГАЗ, 2018. – 157 с.
8. Integrated liquids recovery technology improves LNG production efficiency / H. M. Hudson, J. D. Wilkinson, K. T. Cuellar, M. C. Pierce // Gas Processors Association :

given at the 82nd Annual Convention (San Antonio, 11 March 2003). – San Antonio, 2003. – P. 2–8.

9. Benefits of integrating NGL extraction and LNG liquefaction technology / D. Elliot, W. R. Qualls, S. Huang, R. J. Lee // Presentation at AIChE 2005 Spring National Meeting 5th Topical Conference on Natural Gas Utilization (Atlanta, 10–14 April 2005). – Atlanta, 2005. – URL: <https://ru.scribd.com/document/139891684/Benefits-of-Integrating-NGL-Extraction-and-LNG-Recovery> (дата обращения: 16.06.2021).

10. Пат. № 2640969 Рос. Федерация, МПК F25J 3/02 (2006.01) Способ извлечения сжиженных углеводородных газов из природного газа магистральных газопроводов и установка для его осуществления : № 2017108776 : заявл. 16.03.2017 : опубл. 12.01.2018 / А. В. Мамаев, С. А. Сиротин, Д. П. Копша [и др.] ; патентообладатель ПАО «Газпром». – 3 с.

11. Пат. № 2640050 Рос. Федерация, МПК C10L 3/10 (2006.01). Способ удаления тяжелых углеводородов при сжижении природного газа и устройство для его осуществления : № 2017103390 : заявл. 02.02.2017 : опубл. 26.12.2017 / А. Л. Довбиш, Е. И. Гуров, В. В. Володин ; патентообладатель ПАО «Криогенмаш». – 4 с.

12. Горбачев С. А. Низкотемпературная очистка природного газа при малотоннажном производстве сжиженного природного газа / С. А. Горбачев, И. С. Медведков // Вести газовой науки. – 2015. – № 1. – С. 114–123.

13. Фархутдинов В. Ю. Энергоэффективность системы низкотемпературной сепарации в газодобывающей промышленности на примере установки комплексной подготовки газа / В. Ю. Фархутдинов, Р. А. Нафикова // Материалы Всероссийской 41-й научно-технической конференции молодых ученых, аспирантов и студентов (Октябрьский, 25 апр. 2014 г.) : в 2 т. / отв. ред. К. Т. Тынчеров. – Уфа, 2014. – Т. 1. – С. 99–102.

14. Burtsev S. A. A Method for Distributed Production of Liquefied Natural Gas at Gas-Distribution Stations / S. A. Burtsev, A. P. Karpenko, A. I. Leontiev // High Temperature. – 2016. – Vol. 4. – P. 573–576.

15. Quack H. Conceptual Design of an Efficient Small LNG Production Facility / H. Quack // *Cryogenics 2012 : Proceedings 12th IIR International Conference (Dresden, 11–14 Sep 2012)*. – Dresden, 2012. – P. 215–220.
16. Problems and prospects of creating the infrastructure of liquefied natural gas production complexes / Yu. V. Gorbatskii, A. M. Domashenko, V. A. Peredel'skii, B. A. Skorodumov // *Chemical and petroleum engineering*. – 2001. – Vol. 37, Iss. 11. – P. 612–616.
17. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: GIBBS | моделирование (gibbsim.ru).
18. Tianbiao He. Design and optimization of natural gas liquefaction process by utilizing gas pipeline pressure energy / He Tianbiao, Ju Yonglin // *Applied Thermal Engineering*. – 2013. – № 57. – P. 1-6.
19. Tianbiao He. A novel process for small-scale pipeline natural gas liquefaction plant / He Tianbiao, Ju Yonglin // *Applied energy*. – 2014. – № 115. – P. 17–24.
20. Proposal and design of a natural gas liquefaction process recovering the energy obtained from the pressure reducing stations of high-pressure pipelines / Hongbo Tan, Qingxuan Zhao, Nannan Sun, Yanzhong Li // *Cryogenics*. – 2016. – Vol. 80. – P. 82–90.
21. Попов Н. А. Создание установок сжижения природного газа и внедрение эффективных СПГ технологий / Н. А. Попов, М. Б. Белов // *Автогазозаправочный комплекс + альтернативное топливо*. – 2011. – № 2. – С. 17–20.
22. Пат. № 2541360 Рос. Федерация, МПК F25J 1/00 (2006.01). Способ производства сжиженного природного газа и комплекс для его реализации : № 2014106445/06 : заявл. 20.02.2014 : опубл. 10.02.2015 / Д. Д.Гайдт, О. Л. Мишин ; патентообладатель ООО «Газпром трансгаз Екатеринбург». – 4 с.
23. Горбачев С. П. Оценка эффективности малотоннажного производства СПГ на газораспределительных станциях / С. П. Горбачев, А. И. Копосов, С. В. Люгай // *Газовая промышленность*. – 2008. – № 11. – С. 21–25.
24. Алексеев В. П. Расчет и моделирование аппаратов криогенных установок / В. П. Алексеев, Г. Е. Вайнштейн, П. В. Герасимов. – Ленинград : Энергоатомиздат, Ленингр. отд-ние, 1987. – 280 с.

25. О сокращении выбросов парниковых газов : указ Президента Российской Федерации № 666 : принят 4 нояб. 2020 г. – Москва, 2020. – URL: <http://www.kremlin.ru/acts/bank/45990> (дата обращения: 16.06.2021)
26. Варгафтик Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н. Б. Варгафтик. – Москва : Наука, 1972. – 720 с.
27. Schmit G. A modified van der Waals type equation of state / G. Schmit, H. Wenzel // Chem. Eng. Sci. - 1980. - Vol. 35. - P. 1503-1511.
28. Мамаева Т.А. Выбор и применение уравнений состояния для исследования парожидкостного равновесия компонентов сжиженного природного газа / Т. А. Мамаева, В. Б. Мельников, Е. Б. Федорова // Автогазозаправочный комплекс + Альтернативное топливо. - 2014. - № 12 (93). - С.33-40.
29. Лысов В. Г. О вычислении фазового равновесия в задачах многокомпонентной фильтрации / В. Г. Лысов, Ю. Г. Рыков. – Москва : [б. и.], 2014. – (Препринт / Ин-т приклад. математики им. М. В. Келдыша Рос. акад. наук ; № 94). – 20 с. – URL: https://keldysh.ru/papers/2014/prep2014_94.pdf (дата обращения: 16.06.2021).
30. Федорова Е. Б. Особенности фазового равновесия смесей углеводородов C1-C3 с азотом / Е. Б. Федорова, В. Б. Мельников // Труды РГУ нефти и газа имени И. М. Губкина. - 2018. - № 2 (291). - С.117-131.
31. Stryjek R. PRSV – an improved Peng-Robinson equation of state with new mixing rules for strongly nonideal mixtures / R. Stryjek, J. H. Vera // Canadian Journal of Chemical Engineering. – 1986. - Vol.64. - №2. - P. 334-340.
32. ГОСТ Р 52087–2018. Газы углеводородные сжиженные топливные. Технические условия : межгос. стандарт : взамен ГОСТ Р 52087–2003 : дата введения 2018–03–27. – Москва : Стандартинформ, 2018. – 20 с.
33. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники / Н. В. Кельцев. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Химия, 1984. – 592 с.
34. Соколов В. А. Молекулярные сита и их применение / В. А. Соколов, Н. С. Торочешников, Н. В. Кельцев. – Москва : Химия, 1964. – 156 с.
35. Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров : учеб. пособие / Е. Н. Серпионова. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва : Высшая школа, 1969. – 416 с.

36. Некляев А. В. Теория и расчет истечения газа из газопровода высокого давления в штатных и аварийных ситуациях : спец. 25.00.19 «Строительство и эксплуатация нефтегазопроводов, баз и хранилищ» : дис. ... канд. техн. наук / А. В. Некляев ; Рос. гос. ун-т нефти и газа им. И. М. Губкина. – Москва, 2010. – 187 с.
37. СТО Газпром 11–2005. Методические указания по расчету валовых выбросов углеводородов (суммарно) в атмосферу в ОАО «Газпром» : стандарт организации : дата введения 2005–10–25. – Москва, 2005. – 63 с. – URL: <https://pdf.standartgost.ru/catalog/Data2/1/4293849/4293849226.pdf> (дата обращения: 16.06.2021).
38. Купцов А. И. Расчет длительности опорожнения технологического оборудования через свечи выброса / А. И. Купцов, Р. Р. Акберов, Ф. М. Гимранов // Пожаровзрывобезопасность технологических процессов и оборудования. – 2015. – № 6. – С. 37–42.
39. Ширяпов Д. И. Термодинамика пневматических испытаний газопроводов / Д. И. Ширяпов // Территория Нефтегаз. – 2011. – № 3. – С. 82–88.
40. СТО Газпром 089–2010. Газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам. Технические условия : стандарт организации : дата введения 2010–10–25. – Москва, 2010. – 19 с.
41. Пат. № 2714310 Рос. Федерация, МПК С10М 143/00 (2006.01). Растворитель на основе тяжелых углеводородов : № 2019114098 : заявл. 06.05.2019 : опубл. 14.02.2020 / М. С. Лебедев, О. Л. Мишин, Л. В. Арсентьева ; патентообладатель ООО «Газпром трансгаз Екатеринбург». – 2 с.
42. ТУ 6–02–1244–83. Эфир петролейный. Технические условия : дата введения 1983–01–26. – Москва, 1984. – 17 с.
43. ГОСТ 9.402–2004. Единая система защиты от коррозии и старения. Покрытия лакокрасочные. Подготовка металлических поверхностей к окрашиванию : межгос. стандарт : дата введения 2006–01–01. – Москва : Стандартинформ, 2006. – 44 с.
44. СТО Газпром 9.1–035–2014. Основные требования к системам внутренних и наружных лакокрасочных покрытий для противокоррозионной защиты технологического оборудования и металлоконструкций на объектах ОАО

«Газпром» : стандарт организации : дата введения 2014–11–12. – Москва, 2014. – 40 с.

45. Коссов В. С. Первый в мире газотурбовоз, работающий на сжиженном природном газе / В. С. Коссов, В. Ф. Руденко, Э. И. Нестеров // Автогазозаправочный комплекс + альтернативное топливо. – 2009. – Т. 45, № 3. – С. 32–36.

46. Лаптев А. Г. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов, Р. Ф. Минудубаев. – Казань: Издательство «Печатный двор», 2003. – 120 с.

47. Лаптев А. Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике / А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов. – Казань: Издательство Казанского гос. университета, 2008. – 729 с.

48. О газоснабжении в Российской Федерации : федер. закон № 69-ФЗ : принят Гос. Думой 31 марта 1999 г. – URL: <http://pravo.gov.ru/proxy/ips/?docbody=&nd=102058940> (дата обращения: 16.06.2021).

49. ГОСТ Р 54892–2012. Монтаж установок разделения воздуха и другого криогенного оборудования. Общие положения : межгос. стандарт : дата введения 2012–06–01. – Москва : Стандартиформ, 2012. – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200091330> (дата обращения: 16.06.2021).

50. Люгай С. В. Повышение эффективности сжижения природного газа на газораспределительных станциях магистральных газопроводов : спец. 25.00.19 «Строительство и эксплуатация нефтегазопроводов, баз и хранилищ», 05.02.13 «Машины, агрегаты и процессы в нефтяной и газовой промышленности» : автореф. дис. ... канд. техн. наук / С. В. Люгай ; Всерос. науч.-исслед. ин-т природ. газов и газовых технологий. – Москва, 2010. – 24 с.

51. 2019 World LNG Report. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: https://www.igu.org/sites/default/files/node-news_item-field_file/IGU%20Annual%20Report%202019_23%20loresfinal.pdf.

52. Penty R. Small-scale LNG becomes popular as slumping oil squeezes megaprojects [Электронный ресурс] / R. Penty // Hydrocarbon Processing. Режим доступа:

<http://www.hydrocarbonprocessing.com/Article/3431824/Gas-ProcessingLNG/Small-scale-LNG-becomes-popular-as-slumping-oil-squeezes-megaprojects.html>.

53. Бармин И. В. Сжиженный природный газ вчера, сегодня, завтра / И. В. Бармин, И. Д. Кунис; под ред. А. М. Архарова. - М.: Изд-во МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2009. – 256 с.

54. Рачевский Б. С. Сжиженные углеводородные газы / Б. С. Рачевский. - М.: НЕФТЬ И ГАЗ, 2009. – 640 с.

55. Федорова, Е. Б. Детандер-компрессоры природного газа ОАО "НПО "Гелиймаш" / Е. Б. Федорова, В. Л. Стулов, Г. А. Аюпов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. - 2011. - № 5. - С. 28-32.

56. Федорова, Е. Б. Роль и значение малотоннажного производства сжиженного природного газа для Российской Федерации / Е. Б. Федорова, В. Б. Мельников // Газовая промышленность. - 2015. - №8. - С. 90-94.

57. Горбачёв С. П. Методические подходы к формированию программ малотоннажного производства и использования сжиженного природного газа / С. П. Горбачев, Ю. В. Дроздов, К. И. Кириенко, О. Л. Кускова, С. В. Люгай, И. С. Медведков // Научно-технический сборник "Вести газовой науки". - 2017. - № 1 (29). - С. 227- 240.

58. ГОСТ Р 56352-2015 Нефтяная и газовая промышленность. Производство, хранение и перекачка сжиженного природного газа. Общие требования безопасности. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://docs.cntd.ru/document/1200119073>.

59. Федеральные нормы и правила в области промышленной безопасности "Правила безопасности объектов сжиженного природного газа". [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://docs.cntd.ru/document/551910947>.

60. Медведева О. Н. Разработка эффективных газораспределительных систем: дисс. на соиск. учен. степ. докт. техн. наук : 05.23.03 / Оксана Николаевна Медведева. - Саратов, 2015. – 447 с.

61. ТЭК России - 2017. Статистический сборник. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://ac.gov.ru/files/publication/a/17267.pdf>.

62. Biscardini G. Small going big. Why small-scale LNG may be the next big wave. [Электронный ресурс] / G. Biscardini, R. Schmill, Adrian Del Maestro. – Режим доступа: <https://www.strategyand.pwc.com/media/file/Small-going-big.pdf>.
63. Широкова Г. С. Технологические задачи комплексной очистки природного газа для получения СПГ / Г. С. Широкова, М. В. Елистратов // Газовая промышленность. Спецвыпуск "Производство, транспортировка, хранение и использование сжиженного природного газа", 2011. – С. 11-15.
64. Small Scale LNG. - Paris : International Gas Union, June 2015. [Электронный ресурс] – Режим доступа: http://www.igu.org/sites/default/files/node-page-field_file/SmallScaleLNG.pdf
65. Аджиев А. Ю. Отечественные цеолиты для глубокой осушки газа при производстве сжиженного природного газа / А.Ю. Аджиев, Н.П. Морева, Н.И. Долинская // НефтеГазоХимия. - 2015. - № 3. – С.34-38.
66. Неймарк И. Е. Силикагель, его получение, свойства и применение / И. Е. Неймарк, Р.Ю. Шейнфайн. - Киев : «Наукова думка», 1973. - 184 с.
67. Жданова Н. В. Осушка углеводородных газов / Н. В. Жданова, А.Л. Халиф. - М. : Химия, 1984. – 192 с.
68. Terrigeol A. Molecular sieves in gas processing: Effects and consequences by contaminants [Электронный ресурс] / A. Terrigeol // Gas Processing & LNG. – Режим доступа: <http://www.hydrocarbonprocessing.com/Article/3137897/Gas-Processing-or-LNG-Amines/Molecular-sieves-in-gas-processing-Effects-and-consequences-by-contaminants.html>.
69. Kohl A. Gas Purification / A. Kohl, R. Nielsen. - 5th edition. - Houston, TX, USA. : Gulf Publishing Company, 1997. – 900 p.
70. Kohler T. Choose the best refrigeration technology for small-scale LNG production / T. Kohler, M. Bruentrup // Hydrocarbon Processing. - 2014. - №1. - P. 45-52.
71. Бродянский В. М. Термодинамические основы криогенной техники / В.М. Бродянский, А. М. Семенов. - М.: Энергия, 1980. – 448 с.
72. Техника низких температур / Под ред. Е. И. Микулина, И. В. Марфениной, А. М. Архарова. - Изд. 2-е, перераб. и доп. - М.: Энергия, 1975. - 512 с.

73. Баррон Р. Ф. Криогенные системы: Пер. с англ. / Р. Ф. Баррон. - 2-е изд. - М.: Энергоатомиздат, 1989. - 408 с.
74. Мельников В. Б. Сбор и подготовка газа и газового конденсата. Низкотемпературные процессы: учеб. пособие / В. Б. Мельников, Н. П. Макарова, Е. Б. Федорова. - М.: ИЦ РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина, 2012. - 328 с.
75. Акулов Л. А. Установки и системы низкотемпературной техники. Ожижение природного газа и утилизация холода сжиженного природного газа при регазификации: учеб. пособие / Л. А. Акулов. - СПб.: СПбГУНиПТ, 2006. – 175 с.
76. Mokhatab S. Handbook of Liquefied Natural Gas / S. Mokhatab, J.Y. Mak, J.V. Valappil, D.A. Wood. - Oxford : Elsevier Inc., 2014. – 589 p.
77. Kidnay A. J. Liquid-Vapor equilibria research on systems of interest in cryogenics - A survey / A. J. Kidnay, M. J. Hiza, R. C. Miller // *Cryogenics*. - 1973. – October. - P. 575-599.
78. Барсук С. Д. Разработка метода расчета и исследование термодинамических свойств природного газа при низких температурах. Дисс. на соиск. уч. степ. канд. техн. наук : 05.17.07 / Соломон Давидович Барсук. – М., 1976. – 283 с.
79. Федорова Е. Б. Особенности фазового равновесия смесей углеводородов C1-C3 с азотом / Е. Б. Федорова, В. Б. Мельников // *Труды РГУ нефти и газа имени И. М. Губкина*. - 2018. - № 2 (291). - С.117-131.
80. Stryjek R. PRSV – an improved Peng-Robinson equation of state with new mixing rules for strongly nonideal mixtures / R. Stryjek, J. H. Vera // *Canadian Journal of Chemical Engineering*. – 1986. - Vol.64. - №2. - P. 334-340.
81. Schmit G. A modified van der Waals type equation of state / G. Schmit, H. Wenzel // *Chem. Eng. Sci.* - 1980. - Vol. 35. - P. 1503-1511.
82. Мамаева Т.А. Выбор и применение уравнений состояния для исследования парожидкостного равновесия компонентов сжиженного природного газа / Т. А. Мамаева, В. Б. Мельников, Е. Б. Федорова // *Автогазозаправочный комплекс + Альтернативное топливо*. - 2014. - № 12 (93). - С.33-40.

83. Об охране окружающей среды: федер.закон от 10.01.2002 г № 7-ФЗ (ред. от 12.03.2014) ;принят Гос. Думой 20 декабря 2001 г.//Парламентская газета.-№ 9.- 2002 – 94 с.
84. Об охране атмосферного воздуха: федер. закон от 04.05.1999 г. № 96-ФЗ: [принят Гос. Думой 04.05. 1999 г.: в действующей редакции от 29.07.2018] – М.: Российская газета, - 1999. -№91 – 92 с.
85. ГОСТ 18477-79 Контейнеры универсальные. Типы, основные параметры и размеры (с Изменениями N 1-3). - Взамен ГОСТ 18477-73; введ. 01.01.80 г.- М.: Госстандарт РФ. - ИПК Издательство стандартов. – 1980. – 20 с. (дата актуализации 01.01.2019 г.).
86. Пат. 2656068 Российская Федерация, МПК F 25 J 1/00, F 25 J 1/02. Способ сжижения природного газа на газораспределительной станции и установка для его осуществления/ Белоусов Ю. В.; заявитель и патентообладатель Белоусов Ю. В. - № 2017123833; заявл. 06.07.17; опубл. 01.06.18, Бюл. № 16. – 8 с.
87. Ануров С. А. Криогенные технологии разделения газов / С. А. Ануров // – М.: ООО «АР-Консалт». - 2017. – 233 с.
88. Кондратенко А. Д. Российские малотоннажные производства по сжижению природного газа/А. Д. Кондратенко, А. Б. Карпов, А. М. Козлов, И. В. Мещерин//Химические технологии и продукты. – 2016. - №4. – 31 – 36 с.
89. Шевчук Е. В. Криогенные технологии и материалы, применяемые в производстве сжиженного природного газа/ Е. В. Шевчук//Успехи современной науки и образования. – 2016. – т.5, №10. – 139-140 с.
90. Peng D.Y., Robinson D.B. A new two–constant equation of state // Ind. Eng. Chem. Fundam. 1976. V. 15. P. 59-64.
91. Гуревич Г. Р., Брусиловский А. И. Справочное пособие по расчету фазового состояния и свойств газоконденсатных смесей. М.: Недра, 1984. 264 с.
92. Сафин А. Х., ред. Малотоннажное производство и применение СПГ — сжиженного природного газа (метана) для беструбопроводного газоснабжения и в качестве моторного топлива для наземных транспортных средств. Техничко-

инвестиционные показатели установок. Отчет-справочник. Санкт-Петербург, ООО «Прима-химмаш», 2013, 257 с.

93. Архаров А. М., Семенов В. Ю., Лихачева Н. И. Исследование эффективных малотоннажных установок сжижения природного газа. Инженерный журнал: наука и инновации, 2017, вып. 4. <http://dx.doi.org/10.18698/2308-6033-2017-4-1604>.

94. Голубева И. А., Мещерин И. В., Дубровина Е. П. Производство сжиженного природного газа: вчера, сегодня, завтра // Мир нефтепродуктов. 2016. № 6. С. 4–13.

95. Горбачев С. П., Медведков И. С. Влияние высококипящих компонентов при производстве СПГ на ГРС // Транспорт на альтернативном топливе. - 2012. - №2(26). - С.48-54.

96. Горбачев И. С., Медведков И. С. Частичное сжижение природного газа в малотоннажных установках с блоком низкотемпературной очистки // Транспорт на альтернативном топливе. - 2013. - №2(32). - С.48-51.

97. Горбачев С. П., Медведков И. С. Задача низкотемпературной очистки природного газа с получением продукта повышенной чистоты // Радиоэлектроника, электротехника и энергетика: сб. тез. XIX Междунар. науч.- прак. конф. асп. и студ., Москва, 2013, т.4, С.56.

98. Kahre L. C. Low-temperature K data for methane-butane / L. C. Kahre // Journal of Chemical & Engineering Data. - 1974. - V.19. - № 1. - P.67-71.

99. Рид Р. Свойства газов и жидкостей / Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд. - Л.: Химия, 1982. - 592 с.

100. Платунов Е. С. Физика низких температур: учеб. пособие / Е. С. Платунов. - СПб : СПбГУНиПТ, 2005. - 258 с.

101. Molecular Sieve Desiccant Dehydrator For Natural Gas. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www2.emersonprocess.com/siteadmincenter/PM%20Valve%20Automation%20Documents/Bettis/Brochure/MolecularSieve.pdf>.

102. Пат. № 2567413 Рос. Федерация, МПК F04F 5/54 (2006.01). Способ ремонта магистрального газопровода и передвижная газоперекачивающая установка для его осуществления : № 2014122895/02 : заявл. 04.06.2014 : опубл. 10.09.2014 / Г.А.

Глебов, М.Г. Хабибуллин, И.М. Хабиббулин, В.Г. Цегельский ; патентообладатель Глебов Г.А., Цегельский В.Г. – 12 с.

103. Пат. № 2412410 Рос. Федерация, МПК F25J 1/00 (2006.01). Способ сжижения природного газа, откачиваемого из магистрального газопровода (варианты) : № 2009121501/06 : заявл. 08.06.2009 : опубл. 20.02.2011 / Г.А. Глебов, М.Г. Хабибуллин, И.М. Хабиббулин, В.Г. Цегельский; патентообладатель ДАО «Оргэнергогаз» – 21 с.

104. Пат. №2634653 Рос. Федерация, МПК F25J 3/00 (2006.01). Способ очистки природного газа от тяжелых углеводородов : № 2016152394 : заявл. 28.12.2016 : опубл. 02.11.2017 / О.Л. Мишин, С.Ю. Шиков; патентообладатель ООО «Газпром трансгаз Екатеринбург» – 7 с.

105. Пат. №2447355 Рос. Федерация, МПК F17D 1/00 (2006.01). Способ откачки природного газа из отключенного участка газопровода многониточной системе магистральных газопроводов с применением газоперекачивающих агрегатов компрессорной станции (варианты) : № 2010123591/06 : заявл. 09.06.2010 : опубл. 10.04.2012 / П.Н. Завальный, Л.В. Степанов, А.Г. Пимкин; патентообладатель ООО «Газпром трансгаз Югорск» - 39 с..

106. Гиматудинов Ш.К., Ширковский А. И. Физика нефтяного и газового пласта. Учебник для вузов. Изд. 3-е перераб.и доп. М.: Недра, 1982. 311 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ



Рисунок П1 – График изменения концентрации метана в магистральном газе



Рисунок П2 – График изменения концентрации этана в магистральном газе



Рисунок П3 – График изменения концентрации пропана в магистральном газе



Рисунок П4 – График изменения концентрации бутанов в магистральном газе



Рисунок П5 – График изменения концентрации пентанов в магистральном газе

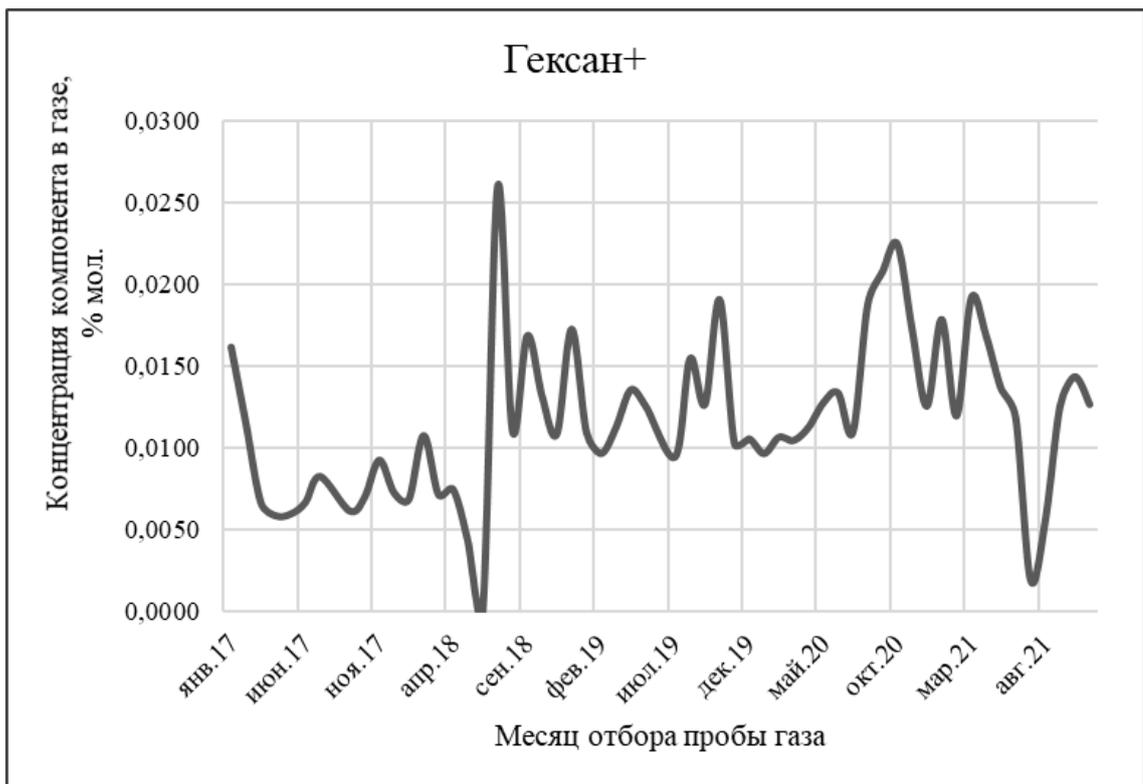


Рисунок П6 – График изменения суммарной концентрации гексана с высшими алканами в магистральном газе