

Efficiency Increase in Liquefied Natural Gas Production at Motor Gas Filling Compressor Station using Propane-Butane Fraction pre- Extraction

Munts V.A., Lebedev M.S.

Ural Federal University named after the first President of Russia B.N. Yeltsin
Yekaterinburg, Russian Federation

Abstract. Nowadays the production of liquefied natural gas including low-tonnage production is one of the most promising areas of modern energy. The development of measures to improve the quality of a liquefied product and the efficiency of its production processes is an urgent scientific problem of great practical importance. The aim of the study is to develop an effective technological scheme which allows improving the quality of liquefied natural gas produced at automobile gas filling compressor stations. The goal was achieved by performing an analysis of the effectiveness of the natural gas components low-temperature separation process at a gas distribution station before its liquefaction at the compressed natural gas filling station in order to obtain a product with a reduced content of heavy hydrocarbons, as well as through a practical study of the process of low-temperature separation of hydrocarbons at an operating liquefaction facility natural gas. According to these characteristics and conducted experimental studies, the effectiveness of the scheme for obtaining a propane-butane product in the process of liquefying natural gas has been confirmed. An important result is also a new substance obtained during the experiments, which has the properties of degreasing. The significance of the results obtained lies in the possibility of their use in the design of subsequent facilities for the reduction and liquefaction of natural gas with a line for the production of propane-butane and the investigated degreasing agent.

Keywords: liquefied natural gas, liquefied hydrocarbon gas, gas distribution station, compressed natural gas refill station, separation, condensation.

DOI: <https://doi.org/10.52254/1857-0070.2023.1-57.07>

UDC: 665.725

Îmbunătățirea eficienței procesului de producție de gaz natural lichiefiat la o stație de compresoare de alimentare cu gaz de automobile datorită extracției preliminare a fracției propan-butan

Munț V.A., Lebedev M. S.

Universitatea Federală Ural numită după primul președinte al Rusiei B.N. Elișin
Ecaterinburg, Federația Rusă

Rezumat. Scopul studiului este de a elabora o schemă tehnologică eficientă a instalației, care să permită îmbunătățirea calității gazului natural lichiefiat produs la stațiile de compresoare de alimentare cu gaz auto. Scopul a fost atins prin efectuarea unei analize a eficienței procesului de separare la temperatură joasă a componentelor gazelor naturale la o stație de distribuție a gazului înainte de lichefierea acestuia la o stație de compresoare de umplere a gazului auto pentru a obține un produs cu un conținut redus de hidrocarburi grele, precum și printr-un studiu practic al procesului de separare la temperatură joasă a hidrocarburilor la o instalație de lichefiere a gazelor naturale în exploatare. Cele mai importante rezultate sunt dependențele obținute ale caracteristicilor fracției lichiefiate separate a hidrocarburilor grele de diverși parametri ai schemei. În conformitate cu aceste caracteristici și studii experimentale efectuate, a fost confirmată eficiența schemei tehnologice de obținere a unui produs propan-butan în procesul de lichefiere a gazelor naturale. Un rezultat important este o substanță nouă obținută în timpul experimentelor, care are proprietăți de degresare. În plus, ca parte a justificării schemei propuse, în comparație cu tehnologia unui obiect existent pentru producerea gazului natural lichiefiat, sunt descrise abaterile caracteristicilor echipamentului de schimb de căldură ale acestei instalații față de cele de proiectare. Semnificația rezultatelor obținute constă în posibilitatea utilizării lor în proiectarea instalațiilor ulterioare de reducere și lichefiere a gazelor naturale cu o linie de producere a propan-butan și a agentului de degresare cercetat.

Cuvinte-cheie: gaz natural lichiefiat, gaz de hidrocarburi lichefiate, stație de distribuție gaze, stație de compresoare de umplere gaz auto, separare, condensare.

Повышение эффективности процесса производства сжиженного природного газа на автомобильной газонаполнительной компрессорной станции за счет предварительного извлечения пропан-бутановой фракции

Мунц В.А., Лебедев М.С.

Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина
Екатеринбург, Российская Федерация

Аннотация. На сегодняшний день производство сжиженного природного газа, в том числе малотоннажное, является одним из наиболее перспективных направлений современной энергетики. Разработка мероприятий по повышению качества сжиженного продукта и эффективности технологических процессов его производства является актуальной научной проблемой, имеющей важное практическое значение. Целью исследования является разработка эффективной технологической схемы установки, позволяющей повысить качество сжиженного природного газа, производимого на автомобильных газонаполнительных компрессорных станциях. Поставленная цель была достигнута за счет выполнения анализа эффективности процесса низкотемпературной сепарации компонентов природного газа на газораспределительной станции перед его сжижением на автомобильной газонаполнительной компрессорной станции с целью получения продукта с уменьшенным содержанием тяжелых углеводородов, а также за счет практического исследования процесса низкотемпературной сепарации углеводородов на действующем объекте сжижения природного газа. Наиболее важными результатами являются полученные зависимости характеристик отделяемой сжиженной фракции тяжелых углеводородов от различных параметров схемы. Согласно данным характеристикам и проведенным опытным исследованиям подтверждена эффективность технологической схемы получения пропан-бутанового продукта в процессе сжижения природного газа. Важным результатом является полученное в ходе экспериментов новое вещество, обладающее свойствами обезжиривания. Кроме того, в рамках обоснования предложенной схемы в сравнении с технологией на действующем объекте производства сжиженного природного газа описаны отклонения характеристик теплообменного оборудования данного объекта от проектных. Предложено и аргументировано техническое решение, основанное на рассмотренном влиянии марки турбинного масла на процесс теплообмена, позволяющее приблизить значение холодильной мощности теплообменного аппарата к проектному методом снижения перепада давления потока с одновременным увеличением производительности по конечному продукту. Значимость полученных результатов состоит в возможности их использования при проектировании последующих объектов редуцирования и сжижения природного газа с линией получения пропан-бутана и исследованного обезжиривающего вещества.

Ключевые слова: сжиженный природный газ, сжиженный углеводородный газ, газораспределительная станция, автомобильная газонаполнительная компрессорная станция, сепарация, конденсация.

ВВЕДЕНИЕ

В условиях постепенного изменения состава природного газа в сторону уменьшения концентрации метана необходимо на установках малотоннажного сжижения природного газа внедрять более современные методы очистки, особенно при сжижении газа по циклу высокого давления.

Многие работы посвящены исследованию эффективности различных процессов малотоннажного производства сжиженного природного газа (СПГ), в том числе повышению качества продукта. Для получения СПГ повышенного качества наибольшее распространение среди методов извлечения компонентов более тяжелых, чем метан (далее-тяжелые углеводороды), получил метод сепарации сконденсированных компонентов при охлаждении основного потока природного газа. Данный метод является менее затратным по сравнению с

адсорбционным и абсорбционным методами [1], что делает его привлекательным для применения на современных установках сжижения газов.

В работах по исследованию процессов производства СПГ с использованием энергии магистрального газа – на базе газораспределительной станции (ГРС), либо по циклу низкого и среднего давления, представлены схемы сжижения с одновременным извлечением иных компонентов поступающего газа и их смесей. Но такие схемы содержат множество различных металлоемких единиц оборудования и внешних хладагентов, а в схемах, предусматривающих минимальный набор оборудования, не представлена информация о качестве получаемого СПГ.

К примеру, в работе [2] предлагается наиболее простой способ: на газораспределительных станциях использовать сверхкритические сопла, в

которых часть газа дросселируется (температура потока снижается на 20-25 °C) 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. При этом не представлена система очистки метана от тяжелых углеводородов.

Автор работы [3] 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) и предлагает использовать каскадный процесс внешнего охлаждения этиленом, диоксидом углерода и пропаном, что позволит производить СПГ, являющийся практически чистым метаном. Недостатком установки будут высокие капитальные затраты, связанные с использованием металлоемкого оборудования, а также эксплуатационные затраты на обеспечение работы холодильных контуров.

Проблема значительного количества металлоемкого оборудования для очистки газа встречается и в множестве других исследований. К примеру, в работах [5,6,7] представлены схемы с несколькими компрессорами, детандерами и сепараторами, которые могут быть реализованы только при наличии развитой распределительной системы с различными давлениями. В работах [8-17] представлены схемы сжижения с внешним охлаждением, в которых для каждого контура охлаждения требуется индивидуальный набор холодильного оборудования, а также ректификационные колонны.

В работах по исследованию процессов получения СПГ на автомобильной газонаполнительной компрессорной станции (АГНКС) [18,19,20] либо не рассматриваются процессы отделения от метана тяжелых углеводородов, либо не анализируется состав отделяемых компонентов и методов его утилизации.

Причиной тому является невозможность отделения тяжелых компонентов от потока охлаждаемого компримированного газа ввиду его сверхкритических параметров (давление более 20 МПа, температура более 273 К), при

которых отсутствует граница между паровой и жидкой фазой. Для отделения этих компонентов необходимо, чтобы газ находился в области докритических параметров.

Поскольку поступающий на АГНКС газ с давлением 1,2 МПа предварительно дросселируется на ГРС, имеет смысл рассмотреть возможность предварительного отделения тяжелых компонентов именно на ГРС, где газ еще находится в области докритических параметров. Согласно [21] значение критического давления многокомпонентной смеси, которая на 95% состоит из метана, находится в диапазоне от 5,5 до 5,7 МПа.

В литературных источниках не найдено информации о способе повышения качества СПГ, производимого на АГНКС, за счет эффективного предварительного снижения концентрации тяжелых углеводородов на ГРС, что представляет научно-практический интерес к данному способу.

ЦЕЛИ И ЗАДАЧИ

Целью работы является разработка технологии отделения тяжелых углеводородов от природного газа при среднем давлении перед его сжижением на АГНКС, при этом без применения холодильного оборудования и расширительной турбомшины, которая не всегда обеспечивает высокую надежность при эксплуатации.

Для достижения указанной цели поставлены следующие задачи:

выполнить 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;

выполнить практическое исследование процесса низкотемпературной сепарации углеводородов на действующем объекте сжижения природного газа на базе ГРС по циклу внутреннего охлаждения с применением турбодетандера, сравнить предложенную и действующую схемы сепарации.

АЛГОРИТМ ИССЛЕДОВАНИЯ И МЕТОДЫ

Первоначально рассматривается диапазон температур, в котором компоненты природного газа при давлении магистрального

газопровода от 2,5 до 5,4 МПа переходят в жидкое состояние. Для анализа данного диапазона температур достаточно рассмотреть средний за последние 3 года компонентный состав определенного магистрального газа и оценить температуры насыщения компонентов при заданных концентрациях.

Далее выполняется формирование схемы предварительного отделения от природного газа части тяжелых углеводородов при параметрах работы ГРС с учетом полученного примерного температурного диапазона концентрации компонентов.

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 использовать программный продукт GIBBS (произв. РФ) [22], аналогичный по функциональному назначению импортному продукту ASPEN HYSYS [23].

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.

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 [24,25] и для многокомпонентной смеси выглядит следующим образом:

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

где p -давление газа, R -универсальная газовая постоянная, V_m -молярный объем, T -температура газа, a, b - коэффициенты, определяемые по концентрации компонентов смеси и их взаимодействию.

Помимо уравнения термодинамического состояния программный пакет использует уравнения материального и теплового баланса.

После моделирования схемы при ориентировочных параметрах конденсации компонентов анализируется состав отделяемых компонентов и возможность их полезного использования или реализации как готового продукта – для данного исследования этим продуктом рассматривается пропан-бутановая фракция.

Для определения диапазона параметров предлагаемой схемы и выбора оптимального режима ее функционирования, обеспечивающих получение полезного продукта, отвечающего нормативным требованиям [26,27], проводится поэтапный анализ зависимости параметров схемы и выдаваемого сжиженного продукта от внешних параметров, начиная с наиболее вероятных в реальных условиях эксплуатации, формируются графики соответствующих зависимостей.

После выполнения описанной теоретической части работы выполняется практический этап исследования для подтверждения полученных расчетных данных. Он заключается в исследовании низкотемпературной сепарации газа на действующем объекте по производству СПГ на ГРС [28], являющегося опытно-промышленным образцом. Выбирается точка в схеме, в которой возможна конденсация компонентов при рассматриваемых условиях, оценивается возможность отбора пробы сжиженной части, после чего работы выполняются поэтапно.

Этап №1

1. Определение состава газа, поступающего на рассматриваемый действующий объект производства, согласно имеющимся лабораторным анализам.

2. Регистрация параметров потока в соответствующей части исследуемого оборудования, отбор пробы жидкости из продувочного сборника конденсата с

редуцированием ее до давления 1,2 МПа в пробоотборнике;

3. Доведение жидкости в пробоотборнике до температуры окружающей среды, при повышении давления – его снижение путем стравливания избыточного;

Лабораторный анализ массовых концентраций компонентов в оставшейся части жидкости (определение компонентного состава образцов проводится методом хроматографического анализа прибором «Хромато-масс-спектрометр GCMS-QP2010 Ultra» Центра коллективного пользования Уральского федерального университета имени первого Президента России Б. Н. Ельцина);

4. Выполнение действия 1–4 для различных сезонов года.

Порядок действий, описанный в этапе №1, позволяет максимально приблизить условия отбора пробы к условиям процесса извлечения пропан-бутановой фракции по предлагаемой схеме извлечения на ГРС.

Этап №2

1. Моделирование действующего процесса низкотемпературной сепарации углеводородов, проходящего на рассматриваемом оборудовании, в программном продукте;

2. Сравнение полученных расчетных значений концентраций компонентов в жидкой фракции с лабораторными, полученными при этапе №1, оценка эффективности применения программного продукта.

3. При незначительных отклонениях между расчетными и лабораторными значениями определение по модели расхода получаемой жидкой фракции и других величин на соответствие нормативным требованиям

Порядок действий, описанный в этапе №2, позволяет определить расход получаемой жидкой фракции и других характеризующих ее величин, и подтвердить достоверность этих значений, так как их определение практически путем технически затруднительно.

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.

Наибольшей термодинамической эффективностью на сегодняшний день обладают расширительные машины детандерного типа, в которых среда при расширении в каналах лопаток совершает работу, передаваемую по валу машины для привода другого оборудования. На объектах сжижения газов популярным стал детандер-компрессорный агрегат, в котором работа, совершаемая газом при расширении в детандере, передается на сжатие другого потока в каналах рабочего колеса компрессора, расположенного на другом конце вала.

Однако, с практической точки зрения турбомашин нуждаются не только в регулярном обслуживании, требующем высоко квалифицированного персонала, но и в функционировании системы улавливания капель и паров турбинного масла, поскольку масло негативно влияет на работу криогенных аппаратов.

В связи с использованием в производственном процессе действующего объекта указанного оборудования, в работе также проводится комплексный теоретический и практический анализ функционирования данного оборудования с целью оценки эффективности его использования в предлагаемой схеме. По результатам данного анализа предлагаются обоснованные технические решения по повышению эффективности работы действующего оборудования.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

В качестве рассматриваемого в работе принят природный газ, транспортируемый по системе газопроводов Бухара-Урал (таблица 1).

Таблица 1¹

Компонентный состав природного газа, транспортируемого по системе газопроводов Бухара-Урал (средний за 3 года)².

Компонент (Component)	Концентрация (Concentration), %
Метан (Methane)	94,8
Этан (Ethane)	3,31
Пропан (Propane)	1,2
Изо-бутан (i-butane)	0,159

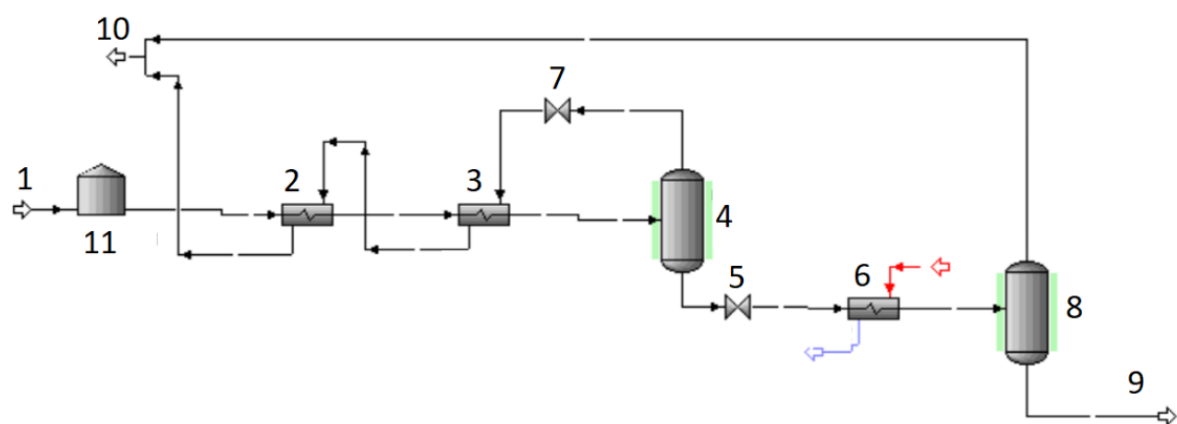
^{1,2} Appendix 1

н-бутан (<i>n</i> -butane)	0,158
Изопентан (<i>i</i> -pentane)	0,031
Н-пентан (<i>n</i> -pentane)	0,021
Гексан+ (Hexane+)	0,02
Диоксид углерода (Carbon dioxide)	0,18
Другие (азот, кислород, гелий, водород) (Others (nitrogen, oxygen, helium, hydrogen))	0,121

Определено, 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 также предусмотреть оборудование для осушки газа.

На рис. 1 представлена предлагаемая модель процесса отделения тяжелых углеводородов в процессе редуцирования природного газа на ГРС, сформированная в используемой программе.



1-входной поток магистрального газа, 2-предварительный теплообменник, 3- основной теплообменник, 4-сепаратор №1, 5-дрессель №2, 6-нагрев до температуры окружающей среды, 7-дрессель №1, 8-сепаратор №2, 9-сжиженная смесь углеводородов, 10-поток газа в распределительную сеть, 11-блок осушки

Рис. 1. Модель процесса отделения тяжелых углеводородов на ГРС.³

В данной модели поток природного газа из магистрального газопровода (№1 на рис.1) после предварительной осушки (№11 на рис.1) поступает последовательно в трубный пучок предварительного (№2 на рис.1), а затем основного теплообменника (№3 на рис.1), в результате чего охлаждается обратным холодным потоком до такого значения температуры, которого необходимо достичь, чтобы конденсировались алканы C_{3+} . Для отделения сжиженных компонентов, сконденсированных в процессе охлаждения потока высокого давления до состояния капельной жидкости, предусмотрен сепаратор (№4 на рис.1). Паровая фаза сепаратора расширяется до выходного давления ГРС, проходя через дроссель (№7 на рис.1), 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 (№10 на рис.1). Полученная в сепараторе №1 жидкость также редуцируется до давления выходящего потока ГРС через дроссель (№5 на рис.1) и нагревается до температуры окружающей среды при прохождении через атмосферный теплообменник (№6 на рис.1), в котором источником теплоты является окружающий воздух.

Отличительной чертой данной схемы является отсутствие энергозатратных подогревателей для нагрева жидкости, однако, температуру после регазификатора

³ Appendix 1

невозможно регулировать, поэтому проведен 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 (№8 на рис.1). Доля сжиженных компонентов (№9 на рис.1) 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.

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 [26,27], в условиях меняющегося компонентного состава и давления входного (магистрального) газа, а также сезона года, проведено определение диапазона основного параметра схемы – температуры перед сепаратором, при котором схема будет функционировать. В расчете теплопритоки к теплообменному оборудованию приняты минимальными (порядка 2% от мощности оборудования).

Компонентный состав получаемой жидкой фракции углеводородов и выходящего потока природного газа зависит от следующих 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 требованиям [26,27].

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 рассматривались следующие основные характеристики, по которым оценивается отнесение продукта к определенной марке пропан-бутанового продукта:

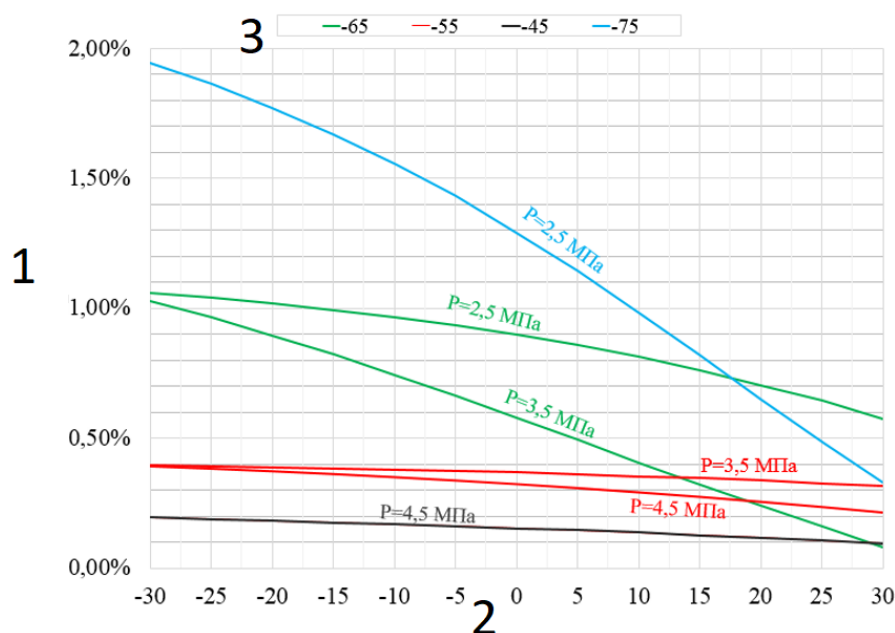
-массовая доля пропана, %;

-массовая доля бутанов, %;

-давление насыщенных паров при температуре 45°C, МПа.

В указанном нормативном документе дополнительным требованием к продукту является объемная доля жидкого остатка при 20°C, которая указывает на наличие воды и щелочи. Учитывая, что рассматриваемая схема предусматривает осушку основного потока газа до температуры точки росы порядка -60°C, для данного исследования определение наличия остаточной влаги в сжиженном продукте не представляет необходимости.

По результатам проведенного моделирования определено, 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 (рис. 2).

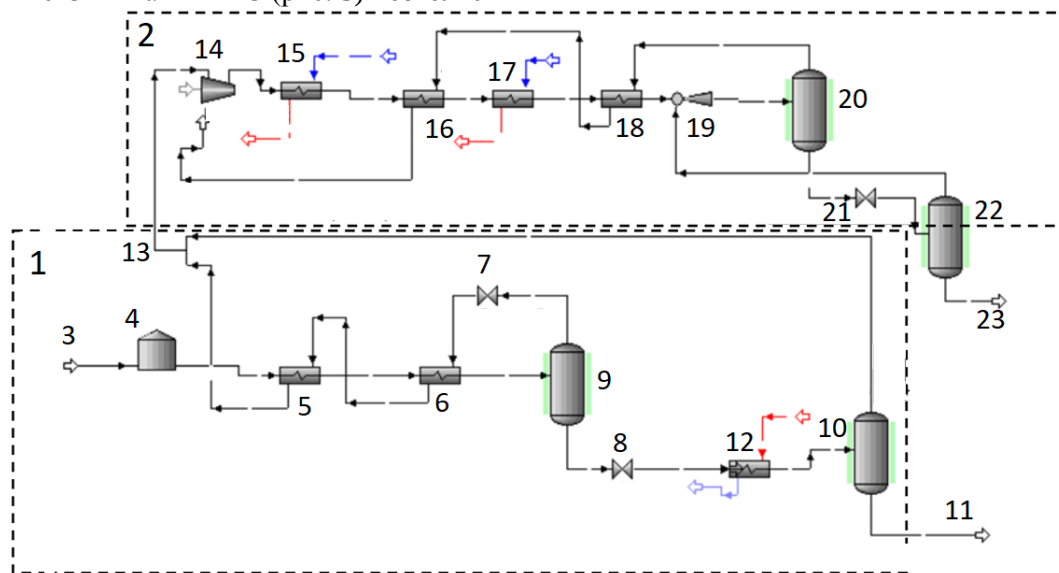


1-массовая доля получаемой жидкой фракции от входного потока [%], 2-температура окружающей среды [$^{\circ}\text{C}$], 3- температура в сепараторе №1 [$^{\circ}\text{C}$].

Рис. 2. График зависимости доли получаемой жидкой фракции от давления и температуры сепарации, температуры окружающей среды (при составе природного газа с наибольшими концентрациями тяжелых углеводородов).⁴

Согласно полученным зависимостям, установка по извлечению пропан-бутана на ГРС в совместной работе с установкой по получению СПГ на АГНКС (рис. 3) позволяет

увеличить концентрацию метана в СПГ не более чем на 1% и значительно уменьшить концентрацию алканов C_{5+} (пентаны и выше).

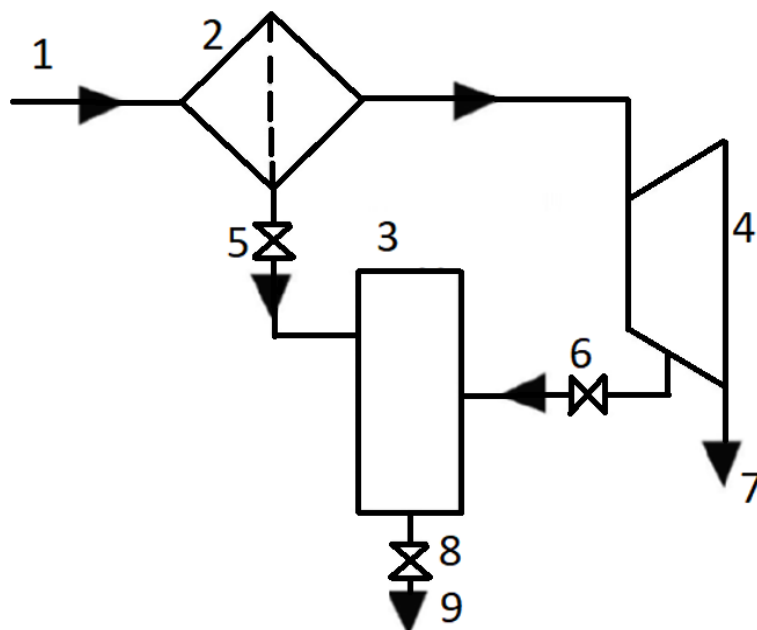


1-ГРС, 2-АГНКС 3- входной поток магистрального газа, 4-блок осушки, 5-предварительный теплообменник, 6-основной теплообменник, 7,8-дрозель, 9-сепаратор, 10-емкость хранения пропан-бутановой смеси, 11-пропан-бутановая смесь, 12-нагрев до температуры окружающей среды, 13-поток газа на выходе с ГРС, 14-компрессор, 15-охладитель сжатого газа, 16,18-теплообменники, 17-холодильная машина, 19-эжектор, 20-сепаратор, 21-дрозель, 22-емкость хранения СПГ, 23-СПГ.

Рис. 3. Модель предлагаемого процесса получение СПГ на АГНКС с предварительным отделением тяжелых углеводородов на ГРС.⁵

В практической части исследования рассматривается система охлаждения и очистки газа перед входом на

расширительную машину – турбодетандер, который является основным узлом по выработке холода (рис. 4).



1-технологический поток с давлением 3,0-3,4 МПа и температурой 220-230 К, 2-фильтр-отделитель, 3-сборник конденсата, 4-турбодетандер, 5,6,8-клапаны, 7-расширенный газ с давлением 0,6-0,7 МПа и температурой 170-180 К, 9-сброс конденсата в распределительную систему ГРС

Рис. 4. Схема отделения конденсата от потока газа, поступающего в полость турбодетандера.⁶

При номинальном режиме работы турбины давление на входе в турбину составляет 3,0-3,4 МПа, а температура варьируется от 220 до 230 К. То есть, параметры потока на входе в турбину соответствуют рассмотренным параметрам потока при извлечении пропан-бутана.

По результатам реализации этапа №1 получены наборы компонентных составов жидкой фракции, произведенной на действующем оборудовании в различные сезоны года (таблица 2).

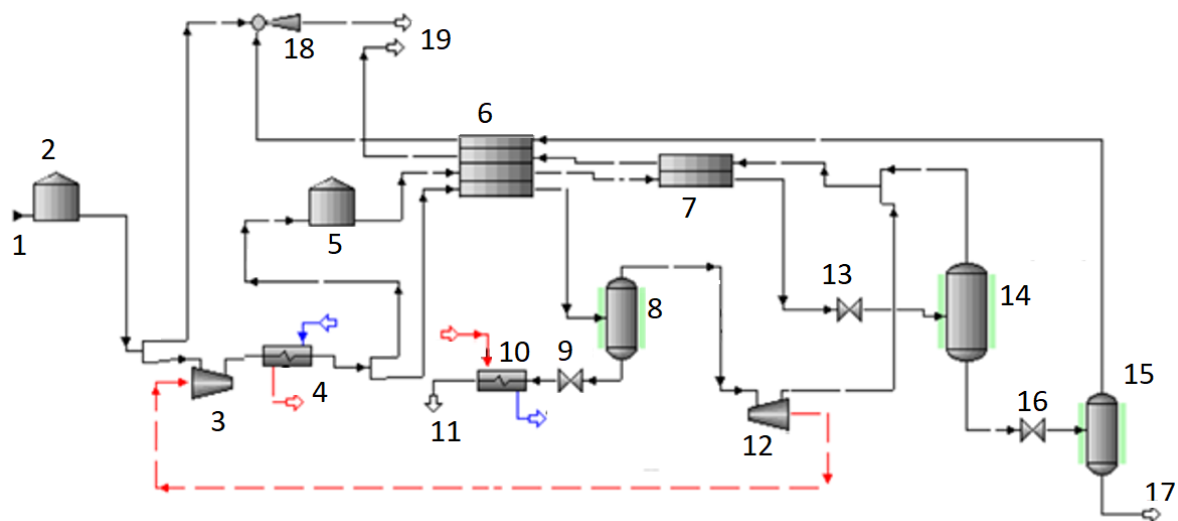
Таблица 2⁷

Компонентный состав конденсата по результатам хроматографического анализа.⁸

Месяц отбора пробы (Sample month)		Октябрь (October)	Январь (January)	Май (May)
Температура окружающей среды при отборе пробы (Ambient temperature at sampling), °C		+5	-24	+14
Давление потока перед турбиной, МПа (Turbine inlet flow pressure, MPa)		3,11	3,24	3,03
Температура потока перед турбиной (Turbine inlet flow temperature), °C		-48	-51	-45
Концентрация компонентов жидкой фракции, определенная лабораторным путем, % масс. (Determined by laboratory method components concentration in liquid fraction, % mass.)	Метан (Methane)	1,62	2,15	1,42
	Этан (Ethane)	2,91	4,23	1,87
	Пропан (Propane)	17,12	18,1	14,12
	Бутаны (Butanes)	22,01	21,9	19,9
	Пентаны (Pentanes)	54,34	52,9	56,96
	Гексаны+др. (Hexane+others)	1,9	1,43	4,11

Далее был смоделирован в программе процесс получения СПГ с конденсацией

компонентов на действующем объекте (рис. 5).



1-вход магистрального газа, 2-блок осушки, 3-турбокомпрессор, 4-охладитель газа, 5-блок очистки от диоксида углерода, 6-предварительный теплообменник, 7-основной теплообменник, 8-фильтр-отделитель, 9,13,16-клапаны-регуляторы, 10-нагрев до температуры окружающей среды, 11-конденсат, 12-турбодетандер, 14-сепаратор, 15-емкость хранения СПГ, 17-выдача СПГ, 18-эжектор, 19-поток газа в распределительную систему ГРС

Рис. 5. Смоделированный процесс получения СПГ с конденсацией компонентов на действующем промышленном объекте.⁹

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. Моделирование позволило получить расчетные значения концентраций и расхода жидкой фракции (таблица 3).

Таблица 3¹⁰

Компонентный состав конденсата по результатам расчета в модели.¹¹

Температура нагрева конденсата, °C (Condensate heating temperature)		+5	-24	+14
Давление потока перед турбиной, МПа (Turbine inlet flow pressure, MPa)		3,11	3,24	3,03
Температура потока перед турбиной (Turbine inlet flow temperature), °C		-48	-51	-45
Концентрация компонентов жидкой фракции, определенная лабораторным путем, % масс. (Determined by modeling method components concentration in liquid fraction, % mass.)	Метан (Methane)	1,5	2,2	1,35
	Этан (Ethane)	3,0	4,98	1,95
	Пропан (Propane)	16,5	17,8	14,7
	Бутаны (Butanes)	22,0	21,5	20,67
	Пентаны (Pentanes)	54,2	52,2	57,3
	Гексаны+др. (Hexane+others)	2,8	1,3	4,03

По результатам сравнения полученных лабораторных (таблица 2) и расчетных (таблица 3) значений концентраций компонентов определено, что отклонения между данными значениями не превышают 5%.

Этот факт подтверждает применимость программного продукта для использования в целях определения других характеристик

жидкой фракции (таблица 4), определение которых технически затруднительно.

Согласно данным таблиц 2 и 4 отделяемая сжиженная фракция по своим характеристикам не противоречит нормативным требованиям и может быть реализована под маркой «пропан-бутан технический».

Таблица 4¹²Характеристики конденсата по результатам расчета в модели.¹³

Температура нагрева конденсата, °C (Condensate heating temperature)	+5	-24	+14
Давление потока перед турбиной, МПа (Turbine inlet flow pressure, MPa)	3,11	3,24	3,03
Температура потока перед турбиной (Turbine inlet flow temperature), °C	-48	-51	-45
Расход потока перед турбиной, кг/ч (Turbine inlet flow rate, kg/h)	21000		
Расход получаемой сжиженной фракции, кг/ч (Consumption of the liquefied fraction, kg/h)	138,6	201,6	102,9
^{9,10,11} Appendix 1 Давление паров сжиженной фракции при температуре 45°C, (Liquefied fraction vapor pressure at 45°C, MPa)	0,68	0,92	0,65

Необходимо 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 потребуется 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 не испаряемого конденсата при условиях окружающей среды и атмосферном давлении, в разные сезоны года, с последующим их лабораторным анализом. Результаты анализа представлены в таблице 5.

Таблица 5¹⁴Компонентный состав неиспарившегося конденсата по результатам хроматографического анализа.¹⁵

Компонент (Component)	Концентрация (Concentration), %		
	Октябрь (October)	Январь (January)	Март (March)
Пропан (Propane)	0,42	0,35	0,38
Бутаны (Butanes)	4,94	2,48	2,63
Пентаны (Pentanes)	11,63	11,44	10,06
Гексаны (Hexanes)	18,7	16,98	17,66
Гептаны (Heptanes)	12,05	14,8	13,84
Октаны (Octanes)	4,84	5,17	6,66
Нонаны (Nonans)	0,99	1,34	3,88
Деканы (Decanes)	0,61	0,82	0
Циклопентаны (Cyclopentanes)	14,49	12,82	10,58
Циклогексаны (Cyclohexanes)	25,17	23,53	24,45
Ароматические углеводороды (Aromatic hydrocarbons)	2,22	3,41	2,11
Бициклические углеводороды (Bicyclic hydrocarbons)	2,42	3,77	3,29
Другие (эферы, адамантаны) (Others (ethers, adamantanes))	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 магистрального природного газа.

^{12,13,14,15} Appendix 1

Известно, что подобная смесь может применяться в качестве средства для обезжиривания поверхностей, свойства аналога которого регламентированы документом «Эфир петролейный ТУ 6-02-1244-83» [29]. 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 масел проведено несколько экспериментов, результаты которых подтвердили обезжиривающие свойства конденсата.

Опыт эксплуатации детандер-компрессорного оборудования на действующем объекте по производству сжиженного природного газа позволил сделать вывод о наличии некоторых особенностей функционирования такого оборудования, негативно влияющего на дальнейшее охлаждение потоков в процессе сжижения. Эти особенности и их влияние на производственный процесс описаны ниже на примере ранее рассмотренного действующего промышленного объекта [28].

Основную проблему при эксплуатации ожижителя (рис. 5) представляет сниженная по сравнению с проектным значением мощность предварительного теплообменника, которая приводит к недоохлаждению потоков и, как следствие, к сниженной производительности по итоговому продукту.

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.

Технологический поток газа с парами масла поступает в предварительный теплообменник, в котором газ охлаждается до температуры 220 – 230 К. Ранее при использовании масла 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.

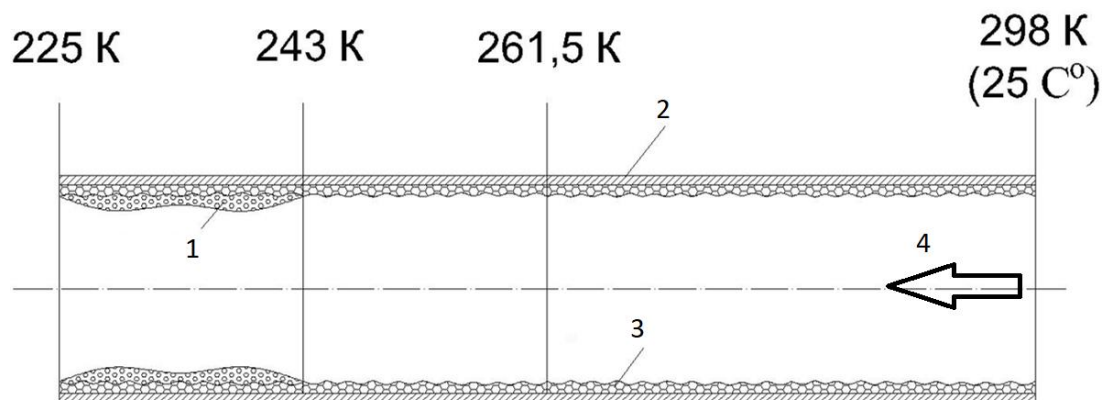
Перепад давления между точками на выходе из турбокомпрессора и на входе в турбодетандер достиг значения 0,2-0,3 МПа. Можно предположить, что такой перепад создается из-за налета полимеризовавшегося масла и масла, замерзающего на стенках трубок в процессе эксплуатации (рис. 6).

После замены масла марки TurbwayGT на российский аналог марки ТП-22С, 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 (рис. 7).

Как видно из рисунка 7, длина участка с замерзшим отечественным маслом увеличилась примерно вдвое, также, как и перепад давления потока.

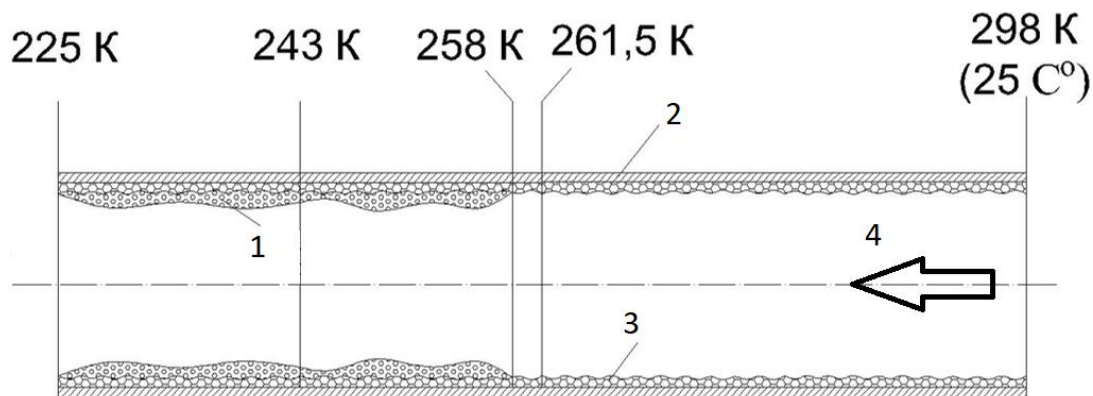
Итоговым подтверждением описанной причинно-следственной цепочки был проведенный эксперимент, не влияющий на производственный процесс.

Постепенно увеличивали давление технологического потока на входе в теплообменник (таким образом увеличивая расход газа) от 3,8 до 4,05 МПа, при этом добились увеличения температуры потока на выходе из теплообменника до максимально возможной. Результаты измерения температуры потока на выходе в зависимости от давления потока на входе представлены на рис. 8.



1-замерзший слой масла, 2-стенка трубки теплообменника, 3-налет полимеризованного масла, 4-направление движения среды

Рис. 6. Сечение медной трубки предварительного теплообменника с предполагаемым слоем полимеризованного и замерзшего масла TurbwayGT.¹⁶



1-замерзший слой масла, 2-стенка трубки теплообменника, 3-налет полимеризованного масла, 4-направление движения среды

Рис. 7. Сечение медной трубки предварительного теплообменника с предполагаемым слоем полимеризованного и замерзшего масла ТП-22С.¹⁷

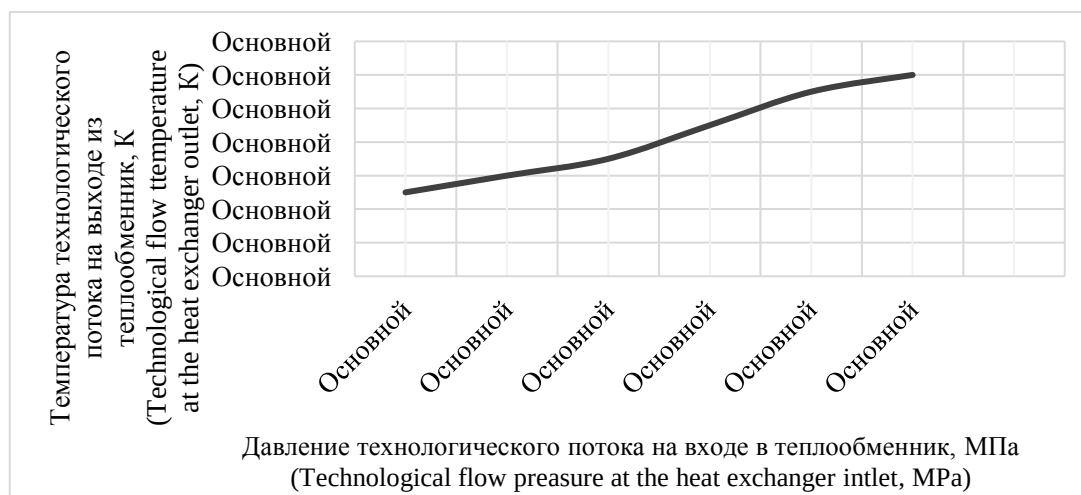


Рис. 8. График зависимости давления технологического потока на выходе из предварительного теплообменника от его температуры.¹⁸

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 (рис. 9). Изменение перепада давления позволило увеличить производительность комплекса на 4,1% от фактического значения.



Рис. 9. Смещение границы замерзания масла при увеличении расхода потока.¹⁹

ВЫВОДЫ

По результатам проведенной работы сформированы следующие выводы.

Предложена новая технология процесса редуцирования газа на газораспределительной станции с использованием теплообменного и сепарационного оборудования, которая позволяет:

повысить эффективность процесса сжижения этого газа на АГНКС за счет снижения концентрации в нем тяжелых углеводородов (технология позволяет практически полностью извлечь из СПГ такие компоненты как пентаны, гексаны и более ^{18,19} Appendix 1 цороды, которые при накоплении достигают предела их растворимости в основном продукте и способны выпадать в твердый осадок.);

извлекать пользу из неэффективного процесса дросселирования газа на ГРС – получать сжиженный углеводородный газ.

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.

Эффективность предложенной модели подтверждена экспериментальным путем, в том числе обоснованы предположения о возможности извлечения пропан-бутана при охлаждении магистрального газа давлением 3,0–3,5 МПа на действующем промышленном объекте по производству СПГ.

В рамках исследования оформлен патент на изобретение «Растворитель на основе тяжелых углеводородов» [30], 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 (эфиры, адамантаны) 1-4%.

Теоретический и практический анализ функционирования оборудования низкотемпературной сепарации позволил сформировать обоснованные технические решения по повышению эффективности работы теплообменного оборудования:

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.

замена турбинного масла на аналогичное, но с наименьшей температурой кристаллизации, также позволит снизить перепад давления в предварительном теплообменнике за счет 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).

Таким образом, в процессе исследования поставленные задачи были выполнены, цель достигнута.

Результаты проведенной работы могут быть рассмотрены не только в качестве доказательной базы предлагаемой 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:

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

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

-при необходимости часть извлекаемой пропан-бутановой фракции может быть доведена до давления и температуры окружающей среды с целью преобразования в запатентованный растворитель-обезжириватель [30], который также может быть использован на нужды предприятия.

APPENDIX 1 (ПРИЛОЖЕНИЕ 1)

^{1,2}**Table 1.** Component composition of natural gas transported through the Bukhara-Ural gas pipeline system (3-year average)

³**Fig. 1.** Model of heavy hydrocarbons separation process at GDS (1-inlet flow of pipeline gas, 2-preparatory heat exchanger, 3-main heat exchanger, 4-separator №1, 5-throttle №2, 6-heating to ambient temperature, 7-throttle №1, 8-separator №2, 9-liquefied hydrocarbon mixture, 10-outlet flow to gas distribution system, 11-dehydration unit).

⁴**Fig. 2.** Diagram of the dependence of the fraction of obtained liquid fraction on pressure and temperature of separation, ambient temperature (when natural gas with the highest concentrations of heavy hydrocarbons) (1- mass fraction of the resulting liquid fraction from the inlet flow, %, 2- ambient temperature, °C, 3- separator №1 temperature).

⁵**Fig. 3.** Model of the proposed LNG process at the CNG station with preliminary separation of heavy hydrocarbons at the GDS (1-GDS, 2-CNG filling station, 3-inlet flow of pipeline gas, 4-dehydration unit, 5-preparatory heat exchanger, 6-main heat exchanger, 7,8-throttle, 9-separator, 10-propane-butane mixture storage tank, 11- propane-butane mixture, 12- heating to ambient temperature, 13-outlet flow from the GDS, 14-compressor, 15-compressed gas cooler, 16,18-heat exchangers, 17-cooling machine, 19-ejector, 20-separator, 21-throttle, 22-LNG storage tank, 23-LNG).

⁶**Fig. 4.** Schematic diagram of condensate separation from the gas flow entering the turboexpander cavity (1-process flow at pressure 3,0-3,4 Mpa and temperature 220-230 K, 2-separating filter, 3-condensate collecting tank, 4-turboexpander, 5,6,8-valva, 7-expanded gas at

pressure 0,6-0,7 Mpa and temperature 170-180 K, 9-condensate discharge at the GDS).

^{7,8}**Table 2.** Component composition of condensate by chromatographic analysis

⁹**Fig. 5.** Simulated process of LNG production with condensation of components at an operating industrial facility (1- inlet flow of pipeline gas, 2-dehydration unit, 3-turbocompressor, 4-compressed gas cooler, 5-CO₂ purification unit, 6- preparatory heat exchanger, 7-main heat exchanger, 8- separating filter, 9,13,16-throttle-valve, 10- heating to ambient temperature, 11-condensate, 12-turboexpander, 14-separator, 15-LNG storage tank, 17-LNG, 18-ejector, 19-outlet flow to the GDS)

^{10,11}**Table 3.** Component composition of condensate according to th8-e results of calculations in the model

^{12,13}**Table 4.** Characteristics of condensate according to the results of calculations in the model

^{14,15}**Table 5.** Ccomponent composition of unevaporated condensate by chromatographic analysis

¹⁶**Fig. 6.** Cross-section of copper preparatory heat exchanger tube with an assumed layer of polymerized and frozen TurbwayGT oil (1-frozen oil layer, 2-heat exchanger tube wall, 3-polymirized oil deposits, 4-flow direction).

¹⁷**Fig. 7.** Cross-section of copper preparatory heat exchanger tube with an assumed layer of polymerized and frozen TP-22S oil (1-frozen oil layer, 2-heat exchanger tube wall, 3-polymirized oil deposits, 4-flow direction).

¹⁸**Fig. 8.** The graph of the process flow pressure at the outlet of the preparatory heat exchanger against its temperature

¹⁹**Fig. 9.** Shift of oil freezing limit with an increasing flow rate (1-frozen oil layer, 2-heat exchanger tube

wall, 3-polymirized oil deposits, 4-flow direction, 5-shift of freezing limit).

Литература (References)

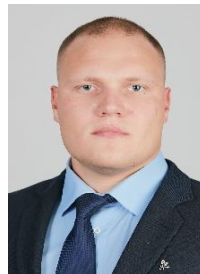
- [1] Kohl. A., Nielsen. R. *Gas Purification* (5th ed.). Houston, TX, USA: Gulf Publishing Company, 1997.
- [2] Burtsev, S.A., Karpenko, A.P., Leontiev, A.I. A method for distributed production of liquefied natural gas at gas-distribution stations. *High Temperature*, 2016, no.54, pp.573–576.
- [3] Quack, H. Conceptual design of an efficient small LNG production facility. *Cryogenics: Proceedings of the 12th IIR International Conference*, Dresden, 2012, pp. 215–220
- [4] Gorbatskii, Yu.V., Domashenko, A.M., Peredel'skii, V.A., Skorodumov, B.A. Problems and prospects of creating the infrastructure of liquefied natural gas production complexes. *Chemical and Petroleum Engineering*, 2001, vol. 11, no. 37, pp. 612–616.
- [5] Tianbiao, H., Yonglin, J. A novel process for small-scale pipeline natural gas liquefaction plant. *Applied Energy*, 2014, no.115, pp. 17–24.
- [6] Tianbiao, H., Yonglin, J. Design and optimization of natural gas liquefaction process by utilizing gas pipeline pressure energy. *Applied Thermal Engineering*, 2013, no. 57, pp.1–6.
- [7] Tan, H., Zhao, Q., Sun, N., & Li, Y. Proposal and design of a natural gas liquefaction process recovering the energy obtained from the pressure reducing stations of high-pressure pipelines. *Cryogenics*, 2016, vol.1, no. 80, pp. 82–90.
- [8] Hudson H.M., Wilkinson J.D., Cuellar K.T., Pierce M.C. Integrated liquids recovery technology improves LNG production efficiency. *Gas Processors Association : given at the 82nd Annual Convention*, San Antonio, 2003, pp. 2–8.
- [9] Elliot D., Qualls W.R., Huang S., Lee R.J. Benefits of integrating NGL extraction and LNG liquefaction technology. *Presentation at AIChE 2005 Spring National Meeting 5th Topical Conference on Natural Gas Utilization*, Atlanta, 2005. Available at [BENEFITS OF INTEGRATING NGL EXTRACTION AND LNG ... - ConocoPhillips](#)
- [10] Gorbatskii Yu.V., Domashenko A.M., Peredel'skii V.A., Skorodumov B.A. Problems and prospects of creating the infrastructure of liquefied natural gas production complexes. *Chemical and petroleum engineering*, 2001, Vol. 37, no. 11, pp. 612–616.
- [11] Imran Nazir Unar, Aziza Aftab, Masroor Abro, Estimation of power production potential from natural gas pressure reduction stations in Pakistan using ASPEN HYSYS. *Mehran University Research Journal of Engineering & Technology*, 2015, vol 34, no. 3, pp. 301-308.
- [12] Clementino Pereira, Asep Handaya S., Sutrasno K. Thermodynamic analysis for liquefaction of natural gas using the C3-MR refrigeration process. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, 2014, vol. 5, no. 1, pp. 17-22.
- [13] Chenghao Li, Siyang Zheng, Yufeng Chen, Zhiyong Zeng, Proposal and parametric analysis of an innovative natural gas pressure reduction and liquefaction system for efficient exergy recovery and LNG storage. *Energy*, 2021, vol.223, pp. 1-14.
- [14] Xucen Wang, Min Li, Liuxi Cai, Yun Li, Propane and iso-butane pre-cooled mixed refrigerant liquefaction process for small-scale skid-mounted natural gas liquefaction. *Applied energy*, 2020, vol.275, pp. 1-12.
- [15] Hosanna Uwitonze, Yus Donald Chaniago, Hankwon Lim, Novel integrated energy-efficient dual-effect single mixed refrigerant and NGLs recovery process for small-scale natural gas processing plant, *Energy*, 2022, vol. 254 part 1, pp. 15-19.
- [16] Tianbiao He, Yonglin Ju, A novel conceptual design of parallel nitrogen expansion liquefaction process for small-scale LNG (liquefied natural gas) plant in skid-mount packages, *Energy*, 2014, vol. 75, pp.349-359.
- [17] Margaret Baccanelli , Stefano Langé , Matteo V. Rocco, Laura A. Pellegrini, Emanuela Colombo, Low temperature techniques for natural gas purification and LNG production: An energy and exergy analysis, *Applied energy*, 2016, vol.180, pp.546-559.
- [18] Bezrukov, D.V., Dovbish, A.L., Peredel'skii, V.A. (2008). Blochnaya ustanovka ozhizheniya prirodnogo gaza proizvoditel'nost'yu 1,5 t/ch [Block natural gas liquefaction unit with a capacity of 1.5 t/h]. *Avtogazozapravochnyj kompleks + al'ternativnoe toplivo*, 2008, no.4, pp.56-58.
- [19] Kuzmenko, I.F., Dovbish, A.L., Darbinyan, R.V., Peredel'skii, V.A., Lyapin, A.I. Effektivnaya ustanovka szhizheniya prirodnogo gaza na baze AGNKS s ispol'zovaniem «otkrytogo cikla Klimenko» [Effective natural gas liquefaction unit on the basis of CNG stations using the "open Klimenko cycle"]. *Avtogazozapravochnyj kompleks + al'ternativnoe toplivo*, 2004, no.1, pp. 29-31.
- [20] Khodorkov, I.L. Mini-zavod po proizvodstvu SPG na baze sovmeshchennogo kompleksa AGNKS-GRS [Mini-factory for the production of LNG on the basis of the combined complex of CNG station-GDS], *Avtogazozapravochnyj kompleks + al'ternativnoe toplivo*, 2004, no.3, pp. 50-51.
- [21] Gimatudinov, Sh.K., Shirkovskii, A.I. *Physics of the Oil and Gas Reservoir. Textbook for High Schools* (3rd ed.). 1982, Moscow: Nedra.
- [22] GIBBS. *Modeling in the Oil and Gas Industry*. Available at [GIBBS | моделирование \(gibbsim.ru\)](#)
- [23] AspenTech. Available at [www.aspentech.com](#)

- [24] Schmit, G., Wenzel, H. A modified van der Waals type equation of state. *Chemical Engineering Science*, 1980, vol.7, no.35, pp. 1503–1512.
- [25] Stryjek, R., Vera, J.H. PRSV – an improved Peng-Robinson equation of state with new mixing rules for strongly nonideal mixtures. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1986, vol. 2, no. 64, pp. 334–340.
- [26] TR EAES 036/2016 *Trebovaniya k szhizhennym uglevodorodnym gazam dlya ispol'zovaniya ih v kachestve topliva* [Technical Regulations of the Eurasian Economic Union "Requirements for Liquefied Hydrocarbon Gases for Use as Fuel"]. Adopted by the Decision of the Council of the Eurasian Economic Commission No. 68, 17 p.
- [27] GOST R 52087-2018. *Gazy uglevodorodnye szhizhennye toplivnye. Tekhnicheskie usloviya* [State Standart. Liquefied Hydrocarbon Fuel Gases. Technical Conditions]. Moscow, Standardinform publ. 2018, 20 p.
- [28] Gaidt, D.D., & Mishin, O.L. *Sposob proizvodstva szhizhennogo prirodnogo gaza i kompleks dlya ego realizacii* [Method of Production of Liquefied Natural Gas and a Complex for Its Implementation]. Patent RF, no. 2541360, 2015.
- [29] TU 6–02–1244–83. *Petrolejnyj efir. Tekhnicheskie usloviya* [Petroleum Ether. Technical Conditions]. Moscow, 1984. 17 p.
- [30] Lebedev M.S., Mishin O.L., Arsentieva L.V. *Rastvoritel' na osnove tyazhelyh uglevodorodov* [Solvent Based on Heavy Hydrocarbons]. Patent RF, no. 2714310. 2020.

Сведения об авторах.



Мунц Владимир Александрович
Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина
профессор, доктор технических наук
область научных интересов: промышленная энергетика
E-mail: v.a.munts@urfu.ru



Лебедев Михаил Сергеевич
Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина.
Инженер,
область научных интересов: промышленная энергетика
E-mail: borez1992@mail.ru