

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики
(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»
(наименование)

18.03.02 Энерго– и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии
и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов
(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Разработка технологии утилизации нефтяного попутного газа малосернистых
месторождений нефти

Обучающийся

М.Р. Якимцев

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень (при наличии), ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)



Тольятти 2023



Росдистант

ВЫСШЕЕ ОБРАЗОВАНИЕ ДИСТАНЦИОННО

Аннотация

Название выпускной квалификационной работы: «Совершенствование технологии синтеза сульфат-нитрата аммония».

Выпускная работа состоит из введения, трех разделов, заключения, 20 таблиц, 1 рисунка, списка используемых источников.

В выпускной квалификационной работе рассматривается вопрос предварительной подготовки суспензии сульфата аммония перед отправкой его на синтез.

Целью работы является повышение качества получаемого продукта и снижение энергетических затрат на проведение процесса.

Объектом исследования стадия измельчения и подачи сульфата аммония в отделение синтеза.

Во введении ставится цель и формулируются задачи работы.

В первом разделе рассмотрены свойства сульфат-нитрата аммония, влияние на его свойства процесса измельчения сульфата аммония, проанализированы варианты технологии измельчения и выбрана оптимальная.

Во втором разделе рассмотрена технологическая схема процесса, предложено техническое решение по оптимизации технологии

В третьем разделе приводятся данные по расчетам основного оборудования

В заключении делаются выводы о техническом эффекте оптимизации.

Содержание

Введение.....	5
1 Анализ проблем переработки нефтяного попутного газа.....	6
1.1 Получение нефтяного попутного газа	6
1.2 Обзор современных способов переработки нефтяного попутного газа... 8	
1.3 Обоснование выбора технологии переработки нефтяного попутного газа.	15
1.4 Современное состояние технологий измельчения твердых сыпучих материалов	16
2 Технологические основы процесса переработки попутного нефтяного газа	18
2.1 Требования к технологии и оборудованию для переработки нефтяного попутного газа	18
2.2 Описание технологии, заложенной в основу работу установки	20
3 Технологические расчеты основного оборудования.....	23
3.1 Расчет материального баланса.....	23
3.2 Расчет колонны для разделения продуктов конденсации	25
Заключение	48
Список используемых источников.....	49

Введение

В настоящее время проблема утилизации нефтяного попутного газа является одной из наиболее актуальных задач в нефтегазовой промышленности. Попутный газ, добываемый на малодобетных нефтяных месторождениях, часто подвергается сжиганию или выбросу в атмосферу из-за отсутствия эффективных технологий его переработки. В рамках данной работы исследуется разработка инновационной технологической схемы, направленной на утилизацию нефтяного попутного газа. Для достижения поставленной цели предполагается использование процесса конденсации газа, а также метода разгонки конденсата в ректификационной колонне. Данная работа базируется на тщательном анализе современных методов переработки нефтяного попутного газа, инженерных решений в области химической технологии, а также исследовании технических и экономических аспектов предлагаемой технологической схемы. Полученные в ходе исследования результаты могут иметь большое значение для развития промышленности и решения проблемы утилизации нефтяного попутного газа, способствуя экологической устойчивости и эффективности процессов переработки углеводородных ресурсов.

Целью работы является создание технологии конденсации нефтяного попутного газа с последующей его переработкой в ценные углеводородные компоненты, такие как легкий бензин и смесь пропана-бутана технического качества в жидком виде.

Для достижения цели работы нужно решить соответствующие задачи:

1. Произвести обзор, используемых на настоящий момент технологий, оценить их достоинства недостатки и области применения;
2. Предложить наиболее рациональные способ переработки;
3. Рассчитать материальный баланс процесс и произвести расчеты оборудования.

1 Анализ проблем переработки нефтяного попутного газа

1.1 Получение нефтяного попутного газа

Нефтяной попутный газ – это природный газ, который сопутствует добыче нефти из нефтяных месторождений. Он образуется вместе с нефтью в подземных отложениях и выделяется вместе с нефтью при её добыче. Этот газ содержит различные углеводороды, такие как метан, этилен, пропан, бутан, а также углекислый газ, сероводород и другие компоненты. Он образуется в процессе добычи и подготовки нефти. Для его получения нефть нагревают при пониженном и атмосферном давлении. Конкретные условия процесса зависят от состава нефти.

Нефтяной попутный газ в процессе добычи часто является побочным продуктом, который ранее сжигался на месторождениях из-за того, что его добыча не всегда экономически оправдана или из-за недостатка инфраструктуры для его использования или транспортировки.

Однако нефтяной попутный газ является важным источником энергии и ценных углеводородных компонентов. Современные технологии позволяют перерабатывать попутный газ для получения природного газа, легких углеводородов (например, пропана и бутана) или использовать его для генерации электроэнергии. Утилизация нефтяного попутного газа становится всё более актуальной задачей в связи с усилением экологических требований и стремлением к более эффективному использованию энергетических ресурсов.

Состав нефтяного попутного газа может варьировать в зависимости от конкретного месторождения, его геологических особенностей и условий добычи. Тем не менее, типичный состав нефтяного попутного газа включает различные углеводороды и другие газы.

Самый распространенный компонент – метан, обычно составляет от

50% до 90% объема газа. Метан является главным компонентом природного газа и может использоваться в качестве топлива или сырья для химической промышленности.

Этан составляет относительно небольшую часть попутного газа, обычно до 15%. Этан также является ценным компонентом, который может использоваться в производстве пластмасс, как сырье для производства этилена.

Пропан и бутаны часто содержатся в нефтяном попутном газе в значительных количествах, хотя их доля меньше по сравнению с метаном и этаном. Пропан и бутаны являются ценными газами, используемыми в качестве сжиженного газа для различных целей, включая отопление, топливо для автомобилей и химическую промышленность.

В нефтяном попутном газе также могут присутствовать сложные, более тяжелые углеводороды, такие как бензол, толуол, ксилол и другие, которые могут иметь высокую стоимость и широкое применение в химической промышленности.

В некоторых случаях нефтяные попутные газы могут содержать значительные доли неорганических газов, таких как азот, углекислый газ и сероводород. Эти газы также могут присутствовать в составе попутного газа. Они обычно являются нежелательными компонентами, так не могут быть рационально переработаны в товарные продукты.

Точный состав попутного газа может сильно варьировать и может быть подвержен изменениям в процессе добычи и обработки нефти. Извлечение и использование этих компонентов является важной задачей с точки зрения эффективности добычи углеводородов и уменьшения вредного воздействия на окружающую среду.

«Традиционная утилизация НПГ через строительство крупных предприятий не всегда оправдывает себя и в силу объективных закономерностей отставания строительства от развития месторождений, даже

существующие предприятия на сегодня загружены на 55%» [3].

1.2 Обзор современных способов переработки нефтяного попутного газа

«Общий расход добытого в России попутного нефтяного газа превышает на данный момент составляет 50-60 миллиардов м³ из них подвергается переработке порядка 45 миллиарда м³. Уровень рационального использования нефтяного попутного газа составляет 83,7%. Это достаточно высокий показатель, но все же в абсолютных цифрах сжигается на факельных установках огромное количество – 9 миллиардов м³ в год.

Структурно процесс переработки нефтяного попутного газа можно представить следующим образом. Менее половины всего объема (44,5 %) перерабатывается на узловых газоперерабатывающих заводах. В абсолютных цифрах это 20,2 млрд. куб. метров. На технологические нужды процессов нефтедобычи (процессы дегазации, обогрев административных комплексов и автопарков и т.п.) расходуется 8,2 млрд. куб. метров. Как сырье для производства электроэнергии на газотурбинных и газопоршневых электростанциях потребляется 17 млрд. куб. метров» [5].

Сжигание нефтяного попутного газа мера вынужденная и связана с неразвитостью инфраструктуры переработки. Особенно это характерно для новых месторождений и отдаленных районов, где отсутствуют узловые газоперерабатывающие заводы, нет рынка потребления ресурсов и затруднена логистика. Вместо того чтобы сжигать этот газ (факелирование), его можно перерабатывать с целью получения полезных и ценных продуктов. Вот несколько причин, почему переработка нефтяного попутного газа предпочтительнее сжигания:

Переработка попутного газа позволяет добывать ценные компоненты, которые могут быть проданы на рынке. Продукты, такие как природный газ,

пропан, бутан, могут быть использованы в различных отраслях, что создает дополнительный источник дохода для нефтяных компаний. Сжигание попутного газа приводит к выбросам парниковых газов и других загрязнений окружающей среды. Переработка позволяет использовать эти газы полезно, снижая вредное воздействие на окружающую среду и способствуя соблюдению экологических стандартов.

Переработка попутного газа позволяет использовать его в качестве топлива для производства электроэнергии или тепла. Это содействует энергетической эффективности, уменьшению зависимости от других источников энергии и снижению потребления природных ресурсов. Попутный газ содержит ценные углеводороды, которые являются ограниченным природным ресурсом. Использование технологий для переработки позволяет извлечь максимальную ценность из этих ресурсов. Следует учитывать законодательные ограничения сжигания нефтяного попутного газа из-за его негативного воздействия на окружающую среду. Переработка является более экологически и социально ответственным подходом к использованию этого ресурса.

Таким образом, переработка нефтяного попутного газа представляет собой более эффективный, экономически выгодный и экологически безопасный способ использования этого ценного природного ресурса.

Существует несколько способов переработки нефтяного попутного газа, позволяющих извлечь ценные компоненты и сделать его полезным ресурсом. Некоторые из наиболее распространенных методов переработки включают:

- конденсация с последующим разделением;
- выделение массообменными методами;
- закачка в пласт;
- получение тепловой энергии и электричества;
- химические методы переработки.

Процесс конденсации с последующим разделением используется для переработки нефтяного попутного газа и позволяет извлечь ценные компоненты, такие как пропан, бутан и другие легкие углеводороды, из этого газа.

Первый этап процесса – это конденсация сжижаемых компонентов газа, который осуществляется путем охлаждения попутного газа до температуры, при которой его компоненты становятся жидкими. Обычно используются холодильные установки или специальные хладагенты для охлаждения газа. В результате этого процесса часть компонентов газа конденсируется и превращается в жидкость. Также для повышения степени извлечения жидкой фракции применяют предварительное компримирование.

После конденсации следует этап разделения, на котором осуществляется разделение жидкой фазы на составляющие компоненты. Этот процесс может происходить в специальных установках, например, фракционирующих или ректификационных колоннах, которые используют различия в кипении компонентов для разделения их по кипению и конденсации на различных уровнях колонны. Более легкие компоненты (например, метан) имеют более низкие температуры кипения и конденсации, поэтому они скапливаются на более верхних уровнях колонны, в то время как более тяжелые (к примеру, пропан и бутан) конденсируются на более нижних уровнях.

После разделения происходит извлечение ценных углеводородов, таких как пропан, бутан, этилен и другие, из соответствующих уровней разделения. Они могут быть собраны, дополнительно очищены и использованы как ценные химические или топливные компоненты.

Процесс конденсации с последующим разделением позволяет эффективно извлекать ценные компоненты из нефтяного попутного газа, предотвращая их потерю при сжигании или неполноценном использовании. Он имеет большое значение для максимизации ценности газа, экологической

эффективности и создания дополнительных источников энергии и сырья для промышленных процессов. Наиболее эффективно процесс конденсации и разделения реализуются на крупных узловых газо- и нефтеперерабатывающих заводах.

Массообменные методы переработки нефтяного попутного газа, такие как абсорбция и адсорбция, являются эффективными способами извлечения ценных компонентов из газовой смеси. Эти методы основаны на различной способности компонентов газа взаимодействовать с определенными поверхностями или агентами для их выделения и концентрирования [36].

В процессе абсорбции газовая смесь контактирует с жидкостью, которая способна поглощать определенные компоненты из этой смеси. Обычно для абсорбции используются специальные растворы или смеси, называемые абсорбентами. Газовая смесь проходит через колонны или баки, где контактирует с абсорбентом. При этом целевые компоненты (например, пропан, бутан и др.) поглощаются абсорбентом, а остальные компоненты проходят через систему. Затем, путем изменения условий, таких как температура или давление, целевые компоненты высвобождаются из абсорбента для последующего использования.

Этот метод основан на адсорбции компонентов газовой смеси на поверхности твердого материала, называемого адсорбентом. Адсорбенты обладают поверхностными свойствами, которые делают их способными к притягиванию определенных компонентов газов. При этом газовая смесь проходит через слой адсорбента, где определенные компоненты (например, углеводороды определенного размера или химической структуры) остаются на поверхности адсорбента, в то время как другие компоненты проходят сквозь него. Для извлечения адсорбированных компонентов применяют различные методы, включая изменение температуры или давления [35].

Оба эти метода, абсорбция и адсорбция, позволяют извлекать ценные компоненты из нефтяного попутного газа

Закачка нефтяного попутного газа в пласт (или возвращение газа в пласт) представляет собой один из методов управления нефтяными месторождениями, который используется для повышения добычи нефти и для уменьшения выбросов газа в атмосферу.

Метод закачки попутного нефтяного газа в пласт заключается в возврате газа обратно в залежи, откуда он был извлечен вместе с нефтью. Этот газ может быть закачан обратно в пласт, чтобы поддерживать давление в залежах. Поддержание давления в пласте является важным фактором для увеличения извлечения нефти из месторождения, так как это способствует тому, чтобы нефть лучше вытекала из породы и была доступной для добычи.

Поддержание давления в залежах помогает сохранять выталкивающую силу, что способствует тому, чтобы нефть продолжала выходить на поверхность и облегчает ее добычу [33].

Закачка газа в пласт позволяет снизить количество выбросов газа в атмосферу, что способствует уменьшению вредного воздействия на окружающую среду и соблюдению экологических стандартов.

Использование газа для закачки в пласт может быть экономически выгодным, так как это позволяет компаниям сэкономить на затратах на топливо или другие методы обработки газа.

Однако возврат газа в пласт может потребовать тщательного контроля процесса, чтобы избежать возможных негативных последствий, таких как неоднородное распределение давления в пласте или потенциальные проблемы с управлением добычей.

Закачка нефтяного попутного газа в пласт – это важная техника управления месторождениями, которая позволяет эффективно извлекать нефть и одновременно снижать вредное воздействие на окружающую среду, соблюдая экологические стандарты и оптимизируя процессы добычи углеводородов.

Генерация тепла и электроэнергии из нефтяного попутного газа - это

процесс использования этого газа в качестве источника топлива для производства тепла или электроэнергии. Этот способ имеет целый ряд преимуществ и может быть осуществлен различными методами:

Нефтяной попутный газ может быть сожжен в специальных котлах или газовых турбинах для производства тепловой энергии. Это тепло можно использовать для обогрева помещений, обработки нефти и газа, работы промышленных процессов или для генерации пара, который затем может использоваться для привода турбин и генерации электроэнергии.

Нефтяной попутный газ может быть использован для привода генераторов, работающих на газовых или дизельных двигателях. Эти двигатели могут производить электроэнергию, используя тепловую энергию, полученную при сгорании газа. Этот процесс, известный как когенерация или совместное производство тепла и электроэнергии, может быть особенно эффективным, поскольку позволяет использовать теплоотходы для производства тепла.

Также существуют специальные тепловые электростанции, которые могут использовать нефтяной попутный газ для непосредственного производства электроэнергии. Эти станции включают в себя газовые турбины или паровые турбины, работающие на газе, чтобы привести в движение генераторы и произвести электроэнергию [32].

Генерация тепла и электроэнергии из нефтяного попутного газа может быть выгодной альтернативой факелированию (сжиганию) этого газа на месторождении. Это позволяет не только использовать газ как ценный ресурс для производства энергии, но также снижает негативное воздействие на окружающую среду за счет сокращения выбросов парниковых газов и других загрязнений. Этот метод также способствует увеличению энергетической эффективности в процессах добычи и переработки нефти. Однако данный способ не снимает экологических аспектов сжигания газа, но позволяет оптимизировать данный процесс.

Химические методы переработки нефтяного попутного газа ориентированы на превращение его компонентов в более ценные химические соединения или продукты с высокой стоимостью. Вот несколько химических методов, используемых для переработки нефтяного попутного газа.

Процесс газового синтеза метанола позволяет превращать нефтяной попутный газ в метанол, который может быть использовано в качестве топлива или химического сырья для производства других продуктов, таких как формальдегид, уксусная кислота и другие химические соединения. Технология получения метанола сходна с промышленно реализованными крупнотоннажными процессами. В РФ данная технология реализована в единичном экземпляре на Юрхаровском месторождении в Ямало-Ненецком автономном округе.

Известен метод Фишера-Тропша, заключающийся в переработке синтез-газа в углеводороды. Нефтяной попутный газ проходит последовательно процессы сероочистки, риформинга и непосредственно синтеза. То есть происходит конвертация нефтяного попутного газа в жидкие углеводороды более высокой стоимости, такие как бензин, дизельное топливо или другие виды топлива. По данной технологии построен завод Sasol Energy в Южной Африке [31].

Некоторые технологии позволяют использовать нефтяной попутный газ в процессах синтеза аммиака или мочевины. Аммиак может быть использован в производстве удобрений и других химических соединений.

Метанизация позволяет превращать нефтяной попутный газ в метан, который может быть использован как сжиженное топливо, для генерации электроэнергии или в качестве топлива для транспорта.

Эти химические методы требуют сложных технологий и процессов, но позволяют использовать нефтяной попутный газ для производства ценных химических соединений или продуктов. Эти методы могут быть полезны для увеличения эффективности использования попутного газа, создания

дополнительных источников дохода и снижения негативного воздействия на окружающую среду.

Основная часть нефтяного попутного газа перерабатывается на крупных газоперерабатывающих заводах. В отдаленных районах реализуются процессы генерации тепловой и электроэнергии для промышленных нужд. Но не всегда удается обеспечить полную реализацию объемов вырабатываемой энергии. Остальные процессы крайне мало распространены, но имеют значительный потенциал для реализации [30].

1.3 Обоснование выбора технологии переработки нефтяного попутного газа

Выбор технологии для утилизации нефтяного попутного газа малых и удаленных месторождений на основе конденсации и разделения обосновывается несколькими ключевыми факторами:

Малые и удаленные месторождения обычно не обладают достаточным объемом попутного газа, чтобы оправдать строительство и эксплуатацию более сложных и дорогостоящих установок. Технология конденсации и разделения является относительно простой и более экономически выгодной для переработки небольших объемов газа [20].

Технология конденсации и разделения может быть легко масштабируема в соответствии с объемами нефтяного попутного газа, поступающего с малых и удаленных месторождений. Она позволяет настраивать производство в зависимости от количества газа и может быть адаптирована к переменным условиям и требованиям.

Технология конденсации и разделения не требует сложных установок и может быть реализована с использованием более простых оборудования и процессов, что облегчает ее установку и обслуживание на удаленных месторождениях. Это также уменьшает вероятность отказов и повышает

надежность работы. Конденсация и последующее разделение позволяют извлечь ценные компоненты, такие как пропан, бутан и другие легкие углеводороды, что может создать дополнительные источники дохода для нефтяных компаний, а также использоваться в качестве топлива или сырья для производства. Этот метод позволяет снизить выбросы газа в атмосферу, что способствует соблюдению экологических норм и стандартов. Путем переработки и использования попутного газа в качестве полезного продукта вместо его сжигания компания снижает вредное воздействие на окружающую среду [19].

Технология конденсации и разделения для утилизации нефтяного попутного газа малых и удаленных месторождений обеспечивает эффективный способ использования этого ресурса, обладает простотой в установке и обслуживании, а также способствует уменьшению негативного воздействия на окружающую среду [29].

Блочно-модульный подход к организации установки для переработки нефтяного попутного газа на основе конденсации и разделения может оказаться выгодным и оптимальным по нескольким причинам:

Блочно-модульные установки представляют собой компактные модульные конструкции, которые могут быть легко транспортированы и установлены на удаленных месторождениях. Этот подход обеспечивает гибкость и мобильность, позволяя легко переносить и настраивать оборудование в соответствии с изменениями в производственных потребностях или объемах газа. Блочно-модульные установки предварительно собираются на заводе и тестируются до отправки на место, что сокращает время установки и ввода в эксплуатацию. Этот подход позволяет экономить время на строительстве и позволяет начать производство быстрее [17].

Компоненты блочно-модульных установок могут быть оптимизированы для определенных процессов, обеспечивая лучшую

эффективность и производительность. Кроме того, такие установки могут быть расширены или модифицированы для соответствия изменяющимся требованиям производства. Поскольку модули изготавливаются на заводе, где применяются стандартизированные процессы и строгий контроль качества, это способствует высокому качеству и надежности оборудования.

Блочно-модульный подход часто является более экономически выгодным за счет снижения затрат на строительство, транспортировку и установку оборудования. Кроме того, оптимизация производственных процессов может улучшить эффективность использования нефтяного попутного газа, что может привести к повышению доходов [4].

Таким образом, блочно-модульный подход обеспечивает гибкость, мобильность, оптимизацию производственных процессов и экономическую эффективность, что делает его выгодным и оптимальным выбором для организации установки по переработке нефтяного попутного газа на удаленных и малых месторождениях [28]. Использование процессов конденсации и разделения позволяет вовлечь в оборот ранее сжигаемые на факельных установках ценные углеводородные продукты с наименьшими капитальными затратами [6]. Блочно-модульный подход к комплектованию установок для переработки нефтяного попутного газа позволит реагировать на изменение состава и расхода газа характерное для жизненного цикла месторождений, увеличивая производительность установки за счет дополнительных блоков в начале разработки месторождения и выводом их из эксплуатации по мере снижения добычи нефти и газа [21].

2 Технологические основы процесса переработки попутного нефтяного газа

2.1 Требования к технологии и оборудованию для переработки нефтяного попутного газа

Расчетная производительность установки 125 миллиона м³ в год выбрана исходя из годового объема, вырабатываемого нефтяного попутного газа на Узле подготовки нефти Мохтиковском месторождении Нижневартовского района Ханты-Мансийского автономного округа. В таблице 1 представлены параметры входного потока [16].

Таблица 1 – Параметры исходного потока

Наименование	Значение
Температура нефтяного попутного газа на входе в установку, °С	+25
Давление нефтяного попутного газа на входе в установку, кгс/см ² (абс.)	1,5-2,5

При разработке установки приняты следующие основные принципы технологии:

- охлаждение и конденсация газовых смесей в теплообменных аппаратах;
- фракционирование газожидкостных смесей в сепараторах;
- использование энергии хладагентов в холодильном цикле;
- использование процессов ректификации;
- использование части целевых продуктов для получения электроэнергии и тепловой энергии.

Технологические расчёты проводились с использованием лицензионного программного обеспечения позволяющего выполнять расчёты аппаратов, рассчитывать фракционные составы продуктов и необходимые

физико-химические свойства различных потоков [3].

В результате расчетных исследований выбраны оптимальная технологическая схема установки, получены расчетные параметры процесса и расчетные показатели качества [22].

Состав исходного газа представлен в таблице 2

Таблица 2 – Состав сырьевого потока нефтяного попутного газа

Название	Мол. вес	% об.	% масс.
Вода	18,02	2,292	1,485
Сероводород	34,08	0,000	0,000
Углекислый газ	44,01	1,524	2,691
Азот+редкие	28,01	1,847	2,075
Метан	16,04	68,533	44,100
Этан	30,07	6,205	7,485
Пропан	44,09	10,592	18,734
Изобутан	58,04	1,524	3,549
<i>n</i> -бутан	58,04	4,094	9,533
Изопентан	72,05	1,153	3,333
<i>n</i> -пентан	72,05	1,260	3,643
Гексаны	86,06	0,977	3,373
Гептаны	100,07	0,000	0,000
Октаны	114,08	0,000	0,000
Остаток	142,10	0,000	0,000
-	-	100,000	100,000

Из таблицы видно, что газ содержит в своем составе значительные количества углеводородов, способных к конденсации при невысоких параметрах. Выбрем в качестве давления конденсации 4 МПа, а в качестве температуры -30°C. Данный температурный уровень может быть обеспечен компрессионной холодильной установкой на основе фреона R-32 без использования вакуума [7].

2.2 Описание технологии, заложенной в основу работу установки

Блочно-модульная установка для переработки нефтяного попутного газа на основе технологии конденсации и разделения продуктов должна удовлетворять ряду требований, чтобы обеспечить эффективность, безопасность и оптимальную работу процесса. Ниже приведены основные требования:

- компактность и мобильность;
- эффективность использования газа;
- высокая производительность;
- надежность и безопасность;
- автоматизация и контроль процесса;
- энергоэффективность;
- соблюдение стандартов и нормативов;
- сервисное обслуживание и легкость обслуживания.

Установка должна быть компактной и иметь модульную конструкцию для легкости транспортировки и установки на месторождении. Это позволит сэкономить место и облегчит перемещение оборудования. Установка должна обеспечивать высокую эффективность конденсации и разделения газа, чтобы максимально извлечь ценные компоненты (пропан, бутан и другие углеводороды) из попутного газа [27]. Технические характеристики установки должны обеспечивать высокую производительность, с учетом объема нефтяного попутного газа, поступающего на месторождение. Установка должна быть надежной и безопасной в работе. Она должна соответствовать стандартам безопасности и обеспечивать защиту от возможных аварийных ситуаций [10]. Установка должна быть оснащена системами автоматизации и контроля, позволяющими надлежащим образом управлять процессом переработки газа, контролировать параметры и обеспечивать стабильную работу. Установка должна быть спроектирована с учетом энергоэффективности для оптимизации потребления энергии и

ресурсов [2]. Все компоненты и процессы установки должны соответствовать отраслевым стандартам и экологическим нормативам. Установка должна быть спроектирована с учетом легкости обслуживания, технической поддержки и доступа для проведения ремонтных работ или технического обслуживания.

На основании этих принципов была разработана технология переработки нефтяного попутного газа [24].

Принципиальная технологическая схема установки по переработке нефтяного попутного газа представлена на рисунке 1.

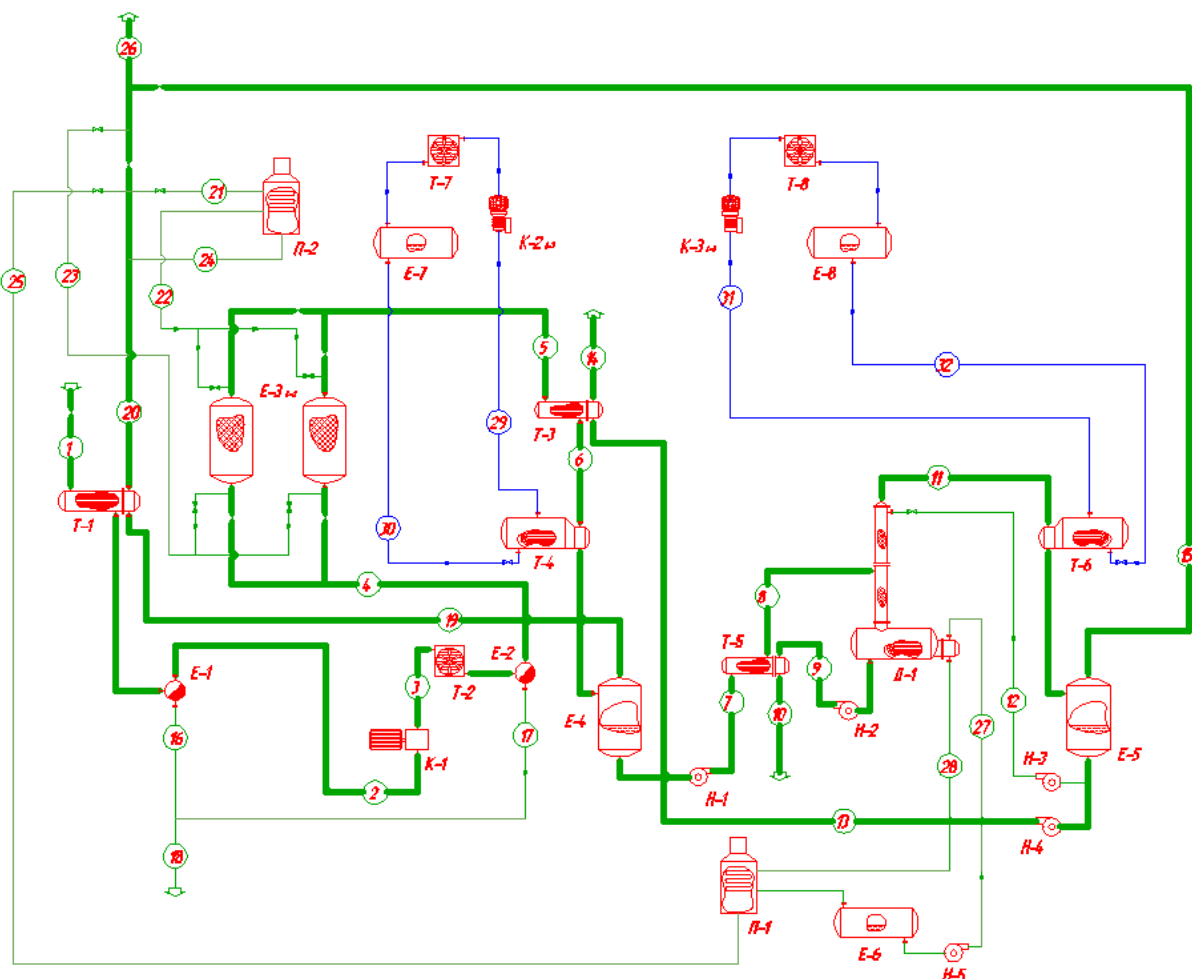


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема с отображением основных материальных потоков.

Неочищенный нефтяной попутный газ (параметры представлены в Таблицах 1, 2) проходит рекуператор Т-1, где охлаждается обратным потоком отработанного газа. Далее НПГ поступает в аппарат Е-1, где происходит отделение капельной жидкости. Капельная жидкость представлена в основном тяжелыми фракциями С9+ и сконденсировавшейся водой. После Е-1 газ направляется на компрессор К-1 где давление поднимается с 0,4 ати до 40 ати. Далее газ направляется в воздушный холодильник Т-2 где температура снижается до 50 °С. и пройдя аппарат Е-2 поступает в систему осушки Е-3. Очищенный нефтяной попутный газ поступает в рекуператор Т-3 где охлаждается потоком пропан бутановой фракции, направляемого на склад. Охлажденный поток поступает в конденсатор Т-4, где происходит частичная конденсация углеводородов. Газожидкостная смесь поступает в сепаратор Е-4, где разделяется по фракциям. Газовая фаза направляется через рекуператор Т-1 в коллектор отработанного газа, а жидкая фракция, пройдя рекуператор, Т-5 поступает в колонну дистиллятора Д-1. В кипятильник куба дистиллятора Д-1 подается греющий агент. Стабилизированная часть потока отводится из куба через рекуператор Т-5 и направляется на склад. Испаренная газовая фаза направляется в конденсатор Т-6 и далее в сепаратор Е-5, где происходит фракционирование потока. Газовая фаза направляется в коллектор отработанного газа [25]. Жидкая фракция частично направляется в качестве флегмы на колонну ректификационной колонны, частично через рекуператор Т-3 на склад готовой продукции. В качестве холодильного агента, подаваемого в конденсаторы Т-4, Т-6 предлагается использовать Фреон 22.

Таким образом, при переработке нефтяного попутного газа получают три потока товарных продуктов. Сжиженное моторное топливо (пентан и выше), легкий бензин и осушенный газ. Все они могут быть использованы в рамках месторождения или реализованы сторонним организациям [1].

3 Технологические расчеты основного оборудования

3.1 Расчет материального баланса

Для того чтобы получить из нефтяного попутного газа, требуемые продукты необходимо выполнить последовательно процессы конденсации и разделения конденсата в ректификационной колонне [26]. Данные по составу и расходу исходного газа приведены в таблице 3

Таблица 3 – Параметры исходного нефтяного попутного газа

Название	Мол. вес	% об.	% масс.	Расход, кг/ч
Вода	18,02	18,02	2,32	24,78
Сероводород	34,08	34,08	0,00	0,00
Углекислый газ	44,01	44,01	1,73	44,92
Азот+редкие	28,01	28,01	2,09	34,64
Метан	16,04	16,04	45,95	436,00
Этан	30,07	30,07	7,02	124,94
Пропан	44,09	44,09	4,29	112,00
Изобутан	58,04	58,04	1,73	59,24
н-бутан	58,04	58,04	4,63	159
Изопентан	72,05	72,05	5,40	230,00
н-пентан	72,05	72,05	8,45	360,00
Гексаны	86,06	86,06	6,27	319,00
Гептаны	100,07	100,07	5,79	343,00
Октаны	114,08	114,08	2,93	198,00
Остаток	142,10	142,10	1,40	118,00
-	-	-	100,00	2563,63

Применяя данные о константах фазового равновесия рассчитаем составы конденсата и газовой части при давлении 4 МПа и температуре -30°C. Это позволит сделать вывод о дальнейшем применении ректификации для разделения конденсата на два продукта. Данные по составам приведены в таблицах 4 и 5.

Таблица 4 –Состав конденсата

Название	Мол. вес	% об.	% масс.	Расход, кг/ч
Вода	18,02	0,00	0,00	0,00
Сероводород	34,08	0,00	0,00	0,00
Углекислый газ	44,01	0,00	0,00	0,00
Азот+редкие	28,01	0,00	0,00	0,00
Метан	16,04	0,00	0,00	0,00
Этан	30,07	0,00	0,00	0,00
Пропан	44,09	0,00	0,00	0,00
Изобутан	58,04	0,00	0,00	0,00
<i>n</i> -бутан	58,04	1,51	1,00	15,91
Изопентан	72,05	17,58	14,52	230,00
<i>n</i> -пентан	72,05	27,51	22,73	360,00
Гексаны	86,06	20,41	20,14	319,00
Гептаны	100,07	18,87	21,66	343,00
Октаны	114,08	9,56	12,50	198,00
Остаток	142,10	4,57	7,45	118,00
-	-	100,00	100,00	1583,91

Таблица 5 –Состав отбензиненного газа

Название	Мол. вес	% об.	% масс.	Расход, кг/ч
Вода	18,02	3,35	2,53	24,78
Сероводород	34,08	0,00	0,00	0,00
Углекислый газ	44,01	2,49	4,59	44,92
Азот+редкие	28,01	3,02	3,54	34,64
Метан	16,04	66,30	44,50	436,00
Этан	30,07	10,13	12,75	124,94
Пропан	44,09	6,20	11,43	112,00
Изобутан	58,04	2,49	6,05	59,24
<i>n</i> -бутан	58,04	6,02	14,62	143,21
Изопентан	72,05	0,00	0,00	0,00
<i>n</i> -пентан	72,05	0,00	0,00	0,00
Гексаны	86,06	0,00	0,00	0,00
Гептаны	100,07	0,00	0,00	0,00
Октаны	114,08	0,00	0,00	0,00
Остаток	142,10	0,00	0,00	0,00
-	-	100,00	100,00	979,72

Конденсат имеет состав пригодный для получения товарных продуктов. Отбензиненный газ может быть использован для генерации

тепловой и электроэнергии в масштабах месторождения.

3.2 Расчет колонны для разделения продуктов конденсации

Требуется рассчитать число теоретических тарелок в колонне для выделения фракции, содержащей 95 вес.% изопентана из стабильного бензина; в выделяемой фракции содержится также н-бутан и н-пентан; в остатке имеется 2,13 вес. % изопентана. Производительность колонн по стабильному бензину составляет 700 кг/ч» [12].

Таблица 6 – Состав сырья поступающего на разделение

Состав сырья,	Массовые доли
Бутан	0,004
Изопетан	0,147
Н-Пентан	0,208
Циклопеган	0,003
Гексан и выше	0,611

Сырье подается в колонну в виде кипящей жидкости.

Количество получаемой фракции определяем по уравнению

$$D = \frac{0,147 - 0,0208}{0,35 - 0,0208} \cdot 1580 = 100 \text{ кг/ч}$$

Таблица 7 – Состав получаемых продуктов

Компонент	Дистиллят		Остаток	
	т/сутки	вес. %	т/сутки	вес. %
Бутан	2,8	2,8	-	-
Изопетан	95	95	12,8	2,13

Продолжение таблицы 7

Н-Пентан	2,2	2,2	162,3	27,02
Циклопентан	-	-	2,1	0,35
Гексан и выше	-	-	422,8	70,5
Итого	100	100	600	100

Таблица 8 – Материальный баланс колонны

Компонент	Молекулярный вес	Состав			
		Мольн. доли	Вес. %	Кмоль/ч	Кг/ч
Сырье					
Бутан	58	0,0059	0,4	2,0	116
Изопентан	72	0,18	15,4	62,1	4480
н-Пентан	72	0,275	23,5	95,3	6860
Циклопентан	70	0,0036	0,3	1,2	87
Гексан и выше	95	0,5355	60,4	185,5	17610
Итого	-	1,0	100	346,1	29153
Дистиллят					
Бутан	58	0,035	2,8	2,0	116
Изопентан	72	0,943	95,0	54,8	3950
н-Пентан	72	0,022	2,2	1,2	90
Циклопентан	70	-	-	-	-
Гексан и выше	95	-	-	-	-
Итого	-	1,0	100	58,0	4156
Остаток					
Бутан	58	-	-	-	-
Изопентан	72	0,0254	0,0213	7,3	530
н-Пентан	72	0,326	0,2702	94,1	6770
Циклопентан	70	0,0043	0,035	1,2	87
Гексан и выше	95	0,6443	0,705	185,5	17610
Итого	-	1,0	100	288,1	24997

«Поскольку, начальные условия разделения соответствуют четкой ректификации, воспользуемся понятием о двух ключевых компонентах. Легким ключевым компонентом будет изопентан, а тяжелым — н-пентан. Компоненты, более летучие, чем легкий ключевой, будут целиком переходить в дистиллят, а компоненты, менее летучие, чем тяжелый ключевой, — в остаток.

Принимаем, что давление в верху колонны равно 2,2 ат и в низу — 2,5 ат. Расчетные температуры верха и низа колонны составляют 55 и 97° С» [18].

Таблица 9 – Соотношение составов фаз и константы фазового равновесия

Компонент	В верху колонны t = 55°С			В низу колонны t = 97°С		
	y	k	y/k	x	k	kx
Бутан	0,035	2,19	0,16	-	-	-
Изопетан	0,943	0,985	0,958	0,0254	2,23	0,056
н-Пенан	0,022	0,80	0,027	0,326	1,85	0,604
Циклопентан	-	-	-	0,0043	1,24	0,005
Гексан и выше	-	-	-	0,6443	0,536	0,346
Итого	1,0	-	1,001	1,0	-	1,010

«Результаты расчетов флегмового числа представлены в таблице Летучести компонентов вычислены по отношению к гексану при средней температуре в колонне 71,5» [15].

Таблица 10 – Определение минимального флегмового числа при $e' = 0$

Компонент	X _f Мольн. доли	a	$\frac{a_{f_x}}{a - \theta}$ при		
			$\theta = 3,8$	$\theta = 3,9$	$\theta = 3,86$
Бутан	0,0059	9,5	0,01	0,01	0,01
Изопентан	0,018	4,20	1,90	2,53	2,24
Н-Пентан	0,275	3,45	-2,72	-2,10	-2,32
Циклопен	0,0036	2,3	-0,005	-0,005	-0,005
Циклопентан		1,0	-0,192	-0,185	-0,188
Гексан и выше		1,0	-1,007	+0,25	-0,263
Итого	1,0	-	-1,007	+0,25	-0,263

Из выше приведенной можно сделать вывод о том, что значение 0 находится между величинами относительной летучести ключевых компонентов изопентана и н- пентана. При помощи интерполяции находим, что $\theta=3,88$.

Минимальное флегмовое число определяется формулой:

$$R_{\text{мин}} + 1 = \sum_{i=1}^p \frac{\alpha_{i-h} X_{D,i}}{\alpha_{i-h} - \theta} \quad (1)$$

Подставим значения в формулу:

$$R_{\text{мин}} + 1 = \frac{9,5 \cdot 0,035}{9,5 - 3,88} + \frac{4,20 \cdot 0,943}{4,20 - 3,88} + \frac{3,45 \cdot 0,022}{3,45 - 3,88} = 12,3$$

Принимаем, что действительное флегмовое число $R_{\text{мин}} = 31,33$

Вначале число теоретических тарелок определим с помощью эмпирического метода. Минимальное число теоретических тарелок определяется по формуле:

$$N_{\text{мин}} = \frac{\lg\left(\frac{x_{D,l} \cdot x_{R,h}}{x_{D,h} \cdot x_{R,l}}\right)}{\lg \alpha_{l-h}} \quad (2)$$

Подставим значения в формулу:

$$N_{\text{мин}} = \frac{\lg\left(\frac{94,3}{2,2} \cdot \frac{32,6}{2,54}\right)}{\lg 1,217} = 32$$

величину 1,217 - относительную летучесть изопентана (по отношению к н-пентану) находят как среднее геометрическое от летучестей компонентов в верху и в низу колонны.

$$a = \left(\frac{0,985}{0,8} \cdot \frac{2,23}{1,85}\right)^{0,5} = 1,217$$

Определяем параметр R по уравнению

$$\frac{R - R_{\text{мин}}}{R + 1} = 0,62 \quad (3)$$

Найдем число тарелок используя зависимость

$$\frac{N - N_{\text{мин}}}{N + 1} = 0,2 \quad (4)$$

Подставим значения в формулу

$$\frac{N - 32}{N + 1} = 0,2$$

Откуда N=40.

Теперь определим число теоретических тарелок методом «от тарелки к тарелке» при условии постоянства мольных потоков и коэффициентов относительной летучести по высоте колонны.

Рассчитаем материальные потоки для отгонной части колонны

Расход паров

$$G = (R + 1)D \quad (5)$$

Подставим значение в формулу (5):

$$G = 32,3 \cdot 58 = 1870 \text{ кмоль/ч}$$

Расход жидкости

$$L = G + R \quad (6)$$

Подставим значение в формулу (6):

$$L = 1870 + 288,1 = 2158,1 \text{ кмоль/ч}$$

$$\frac{G}{L} = 0,868$$

Уравнение рабочих линий

$$x_{n+1} = 0,868y_n + 0,132x_R \quad (7)$$

Составы пара и жидкости на тарелках отгонной части колонны приведены в таблицах 11-16.

Таблица 11 – Состав фаз первой тарелки

Компонент	Кипятильник			Тарелка		
	1-я					
	х	ах	у	х	ах	у
Изопентан	0,0254	0,0303	0,055	0,0504	0,061	0,084
н-Пентан	0,324	0,324	0,595	0,564	0,564	0,7735
Циклопентан	0,0043	0,0038	0,007	0,0066	0,004	0,0055
Гексан	0,6443	0,187	0,343	0,379	0,100	0,137
Итого	1,0	0,5451	1,0	1,0	0,729	1,0

Таблица 12 – Состав фаз тарелок 2-4

Компонент	Тарелка					
	2-я		3-я		4-я	
	х	у	х	у	х	у
Изопентан	0,075	0,104	0,093	0,122	0,109	1,141
н-Пентан	0,716	0,824	0,759	0,829	0,760	0,817
Циклопентан	0,005	0,004	0,004	0,003	0,003	0,002
Гексан	0,204	0,068	0,144	0,046	0,128	0,040

Таблица 13 – Состав фаз тарелок 5-7

Компонент	Тарелка					
	5-я		6-я		7-я	
	х	у	х	у	х	у
Изопентан	0,126	0,161	0,143	0,182	0,161	0,203
н-Пентан	0,752	0,800	0,738	0,780	0,720	0,760
Циклопентан	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,001
Гексан	0,120	0,037	0,117	0,036	0,117	0,036

Таблица 14 – Состав фаз тарелок 8-10

Компонент	Тарелка					
	8-я		9-я		10-я	
	х	у	х	у	х	у
Изопентан	0,179	0,227	0,200	0,251	0,221	0,276
н-Пентан	0,702	0,736	0,631	0,712	0,661	0,688
Циклопентан	0,002	0,001	0,002	0,001	0,002	0,001
Гексан	0,117	0,036	0,117	0,036	0,116	0,035

Таблица 15– Состав фаз тарелок 11-13

Компонент	Тарелка					
	11-я		12-я		13-я	
	х	у	х	у	х	у
Изопентан	0,234	0,302	0,265	0,328	0,288	0,355
н-Пентан	0,639	0,662	0,617	0,636	0,594	0,609
Циклопентан	0,002	0,001	0,002	0,001	0,002	0,001
Гексан	0,116	0,035	0,116	0,035	0,116	0,035

Таблица 16– Состав фаз тарелок 14-15

Компонент	Тарелка			
	14-я		15-я	
	х	у	х	у
Изопентан	0,311	0,382	0,335	0,441
н-Пентан	0,571	0,582	0,547	0,554
Циклопентан	0,002	0,001	0,002	0,001
Гексан	0,116	0,035	0,116	0,034

Результаты расчетов позволяют вывести уравнения рабочих линий по компонентам. Их вид представлен в таблице 17.

Таблица 17– Уравнения рабочих линий

Компонент	x_R	x_{n+1}
Изопентан	0,0254	$0,868y_n + 0,0034$
н-Пентан	0,326	$0,868y_n + 0,0432$
Циклопентан	0,0043	$0,868y_n + 0,00057$
Гексан	0,6443	$0,868y_n + 0,0854$

На 15-й тарелке отношение концентрации легкого ключевого компонента в жидкости к сумме концентраций обоих ключевых компонентов равно $0,335 : (0,335 + 0,547) = 0,38$. Отношение концентраций этих же компонентов в сырье довольно близко к этой величине и равно $0,395$. В связи с этим 15-ю тарелку принимаем за тарелку питания.

Проведем расчет для концентрационной части колонны. Расчет числа теоретических тарелок проводим, начиная с верхней тарелки. Предполагается, что состав пара, покидающего верхнюю тарелку, и состав верхнего продукта одинаковы.

Расход жидкости определяется по формуле

$$L = G - D \quad (8)$$

Подставим значения в формулу(8):

$$L = 1870 - 58 = 1812 \text{ кмоль/ч}$$

$$\frac{L}{G} = 0,969$$

Уравнение рабочих линий определяется формулой:

$$y_{n-1} = 0,969x_n + 0,031x_D \quad (9)$$

Для каждого компонента получим ряд уравнения приведенных в таблице 18.

Таблица 18 – Уравнения рабочих линий концентрационной части колонны

Компонент	x_D	y_{n-1}
Бутан	0,035	$0,969x_n + 0,0011$
Изопентан	0,943	$0,969x_n + 0,0292$
н-Пентан	0,022	$0,969x_n + 0,00068$
Циклопентан	0	$0,969x_n$
Гексан	0	$0,969x_n$

В таблице 19 приведены составы пара и жидкости для трех верхних тарелок.

Таблица 19 – Составы пара и жидкости на верхних тарелках концентрационной части колонны.

Компонент	Тарелка						
	n			n-1		n-2	
	y	y/a	x	y	x	y	x
Бутан	0,0035	0,013	0,016	0,017	0,008	0,009	0,004
Изопентан	0,943	0,766	0,957	0,956	0,959	0,958	0,956
н-Пентан	0,022	0,022	0,027	0,027	0,033	0,033	0,040
Итого	1,0	0,801	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

Из таблицы видно, что мольная доля бутана в жидкости на (n — 2) тарелке составляет всего 0,004, поэтому содержанием его на оставшихся нижних тарелках можно пренебречь. Вычисления составов пара и жидкости на нижних тарелках концентрационной части колонны, начиная с тарелки

питания, показывают, что уже на 18-й тарелке содержание высококипящих компонентов становится незначительным.

«Поэтому смесь, находящуюся выше 18-й тарелки, можно рассматривать как бинарную. В связи с этим расчет числа теоретических тарелок колонны в пределах изменения концентраций изопентана в парах от 0,524 до 0,958 проводим графически как для бинарной смеси изопентана и н-пентана» [14].

Для таких пределов концентраций требуется 21,5 теоретической тарелки. Таким образом, общее число теоретических тарелок в колонне равно $18 + 21,5 + 3 = 42,5$. Сырье подается в колонну на 15-ю тарелку.

Рассчитаем минимальное флегмовое число и число теоретических тарелок по методу Львова – Серафимова.

Составы пара и жидкости для трех нижних тарелок концентрационной части колонны

Таблица 20 – Состав жидкой и паровой фаз на 15-18 тарелках

Компонент	Тарелка							
	15-я	16-я			17-я		18-я	
	у	ах	х	х	у	х	у	х
Изопетан	0,411	0,394	0,480	0,452	0,436	0,489	0,475	0,524
н-Пентан	0,554	0,570	0,570	0,5383	0,5548	0,508	0,522	0,475
Циклопентан	0,001	0,001	0,007	0,0007	0,0007	0,0005	0,0005	0,0903
Гексан	0,034	0,035	0,010	0,009	0,009	0,0023	0,0024	0,0307
Итого	1,0	1,0	1,0607	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

Состав жидкой фазы дистиллята определим по формуле

$$x_{D,i-k} = \frac{x_{D,i-k}}{x_{D,i} + x_{D,k}} \quad (10)$$

Подставим значения в формулу(10):

$$x_{D,i-k} = \frac{0,943}{0,943 + 0,022} = 0,978$$

Состав жидкой фазы питания определим по формуле

$$x_{F,i-k} = \frac{x_{F,i}}{x_{F,i} + x_{F,k}} \quad (11)$$

Подставим значения в формулу(11):

$$x_{F,i-k} = \frac{0,18}{0,18 + 0,275} = 0,396$$

Состав жидкой фазы флегмы определим по формуле

$$x_{R,i-k} = \frac{x_{R,i}}{x_{R,i} + x_{R,k}} \quad (12)$$

Подставим значения в формулу(12):

$$x_{R,i-k} = \frac{0,0254}{0,0254 + 0,326} = 0,0724$$

Состав паровой фазы питания определим по формуле

$$y'_{F,i-k} = \frac{a_{i-k} \cdot x_{F,i-k}}{(a_{i-k} - 1)x_{F,i-k} + 1} \quad (13)$$

Подставим значения в формулу(13):

$$y'_{F,i-k} = \frac{1,251 \cdot 0,396}{(1,216 - 1)0,396 + 1} = 0,444$$

Определим относительную летучесть компонентов

$$a_{i-k} = \frac{4,2}{3,45} = 1,215$$

$$a_{l-i} = \frac{9,5}{4,2} = 2,26$$

$$a_{l-k} = \frac{9,5}{3,45} = 2,76$$

Число тарелок определим по формуле

$$N = \frac{\lg\left(\frac{x_{D,i-k} \cdot 1-x_{F,i-k}}{1-x_{D,i-k} \cdot x_{F,i-k}}\right)}{\lg a_{i-k}} \quad (14)$$

Подставим значения в формулу (14):

$$N = \frac{\lg\left(\frac{0,978 \cdot 0,604}{0,022 \cdot 0,396}\right)}{\lg 1,215} = 21,5$$

Значение коэффициента Z_n определим по формуле:

$$Z_n = \frac{1}{(x_{D,i} + x_{D,k})} \cdot \frac{a_{l-i}^N \cdot x_{D,i} + a_{l-k}^N \cdot x_{D,k}}{x_{D,i} + \sum_{i=2}^p a_{l-i}^N \cdot x_{D,i}} \quad (15)$$

Подставим значения в формулу (15):

$$Z_n = \frac{1}{(0,943 + 0,022)} \cdot \frac{2,26^{21,5} \cdot 0,943 + 2,76^{21,5} \cdot 0,022}{0,035 + 2,26^{21,5} \cdot 0,943 + 2,76^{21,5} \cdot 0,022} = 1$$

Минимальное флегмовое число для определяющей пары изопентан — н-пентан будут находится по формуле:

$$R_{\text{мин}} = \left(\frac{x_{D,i-k} - y_{F,i-k}}{y_{F,i-k} - x_{F,i-k}} \right) \frac{1}{Z_n} \quad (16)$$

Подставим значения в формулу (8):

$$R_{\text{мин}} = \left(\frac{0,978 - 0,444}{0,444 - 0,396} \right) \frac{1}{1,035} = 10,8$$

Определяем величины Z_m , $Z_{n,\text{cp}}$ и $Z_{m,\text{cp}}$ по уравнениям

$$Z_m = Z_n \cdot \frac{x_{D,i} + x_{D,k}}{x_{R,i} + x_{R,k}} \quad (17)$$

$$Z_{n,\text{cp}} = \frac{Z_n + 1}{2} \quad (18)$$

$$Z_{m,\text{cp}} = \frac{Z_m + 1}{2} \quad (19)$$

Подставим значения в формулы (17-19):

$$Z_m = 1,035 \cdot \frac{0,943 + 0,022}{0,0254 + 0,326} = 2,94$$

$$Z_{n,\text{cp}} = \frac{1,035 + 1}{2} = 1,017$$

$$Z_{m,cp} = \frac{2,94 + 1}{2} = 1,97$$

Уравнения рабочих линий получим, приняв, что рабочее флегмовое число $R = 31,3$.

Коэффициент отношения расходов питания и дистиллята находится по формуле:

$$\varphi = \frac{F}{D} \quad (20)$$

Подставим значения в формулу (20):

$$\varphi = \frac{346,1}{58} = 5,97$$

Для верхней части колонны

$$y_{i-k} = \frac{Z_{n,cp} \cdot (R + \varphi)}{Z_{m,cp} \cdot (R + \varphi) + 1} x_{i-k} + \frac{y_{D,i-k}}{Z_{n,cp} \cdot R + 1} \quad (21)$$

Подставим значения в формулу (21):

$$y_{i-k} = \frac{1,017 \cdot 31,3}{1,017 \cdot 31,7 + 1} x_{i-k} + \frac{0,978}{1,017 \cdot 31,3 + 1}$$

Или

$$y_{i-k} = 0,97x_{i-k} + 0,0297$$

Для нижней части колонны уравнение рабочей линии выглядит так:

$$y_{i-k} = \frac{Z_{n,cp}(R+\varphi)}{Z_{m,cp}(R+\varphi)-(\varphi-1)} x_{i-k} - \frac{(\varphi-1)x_{R,i-k}}{Z_{m,cp}(R+\varphi)-(\varphi-1)} \quad (22)$$

Подставим значения в формулу (22):

$$y_{i-k} = \frac{1,97(31,3 + 5,97)}{1,97(31,3 + 5,97) - (5,97 - 1)} x_{i-k} - \frac{(5,97 - 1)0,0724}{1,97(31,3 + 5,97) - (5,97 - 1)}$$

Или

$$y_{i-k} = 1,07x_{i-k} - 0,005$$

Уравнение линии равновесия можно выразить уравнением

$$y_{i-k}^* = \frac{1,215x_{i-k}}{0,215x_{i-k}+1} \quad (23)$$

«Построив ступенчатую линию между равновесной кривой и рабочими линиями верхней и нижней частей колонны, получим, что $N = 45$.

Принимаем расстояние между тарелками $H = 400$ мм; последующим расчетом проверим правильность принятого значения» [12]

$$\lambda = 0,655 \cdot \frac{L}{\rho_{ж}} \sqrt{\frac{k_1 c_1}{3600 \cdot V} \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}}} \quad (24)$$

Подставим значения в формулу (24):

$$\lambda = 0,655 \cdot 10,04 \sqrt{\frac{520}{3600 \cdot 1,22} \sqrt{\frac{834 - 3,1}{3,1}}} = 9,4$$

Коэффициент нагрузки найдем по формуле:

$$C_{\text{макс}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [k_1 k_2 c_1 - c_2 (\lambda - 35)] \quad (25)$$

Подставим значения в формулу (25):

$$C_{\text{макс}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [520 - 4(10 - 35)] = 0,0525$$

Допустимую скорость паров в свободном сечении колонны определяем по уравнению:

$$\omega_{\text{макс}} = C_{\text{макс}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} \quad (26)$$

Подставим значения в формулу (26):

$$\omega_{\text{макс}} = 0,0525 \sqrt{\frac{834 - 3,1}{3,1}} = 0,855 \text{ м/сек}$$

Для нижнего сечения колонны воспользуемся той же методикой.

$$\lambda = 0,655 \cdot 19,5 \sqrt{\frac{520}{3600 \cdot 0,863} \sqrt{\frac{803 - 3,5}{3,5}}} = 20,2$$

$$C_{\text{макс}} = 8,47 \cdot 10^{-5} [520 - 4(20,2 - 35)] = 0,049$$

$$\omega_{\text{макс}} = 0,049 \sqrt{\frac{803 - 3,5}{3,5}} = 0,74 \text{ м/сек}$$

Диаметр колонны рассчитываем отдельно для верха и низа

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} \quad (27)$$

Подставим значения в формулу (27):

$$D_{\text{в}} = \sqrt{\frac{1,22}{0,785 \cdot 0,855}} = 1,35 \text{ м}$$

$$D_{\text{н}} = \sqrt{\frac{0,863}{0,785 \cdot 0,74}} = 1,22 \text{ м}$$

«В соответствии с нормальным рядом диаметров принимаем диаметр колонны $D = 1,4$ м. При расстоянии между тарелками 400 мм данное значение диаметра колонны соответствует оптимальным размерам колонны.

Реальные скорости паров будут равны: вверху колонны 0,792 м/сек, в низу колонны 0,56 м/сек.

Следовательно, при примерно одинаковых физических свойствах пара и жидкости по высоте колонны в верхней части ее скорости паров в 1,42 раза больше, чем в нижней, а нагрузки по жидкости на единицу длины слива в 1,9 раза меньше. Такое распределение нагрузок говорит о том, что условия работы тарелок будут примерно одинаковые, что и подтверждается, в частности, расчетом диаметра колонны. В этой связи все последующие гидравлические расчеты будем проводить по одному верхнему сечению колонны.

Вверху и в низу колонны принимаем однопоточные разборные тарелки с параметрами соответственными ОСТ 26-01-66-86

Высоту подпора жидкости на тарелке определяем по уравнению»[23]:

$$\Delta h = k_1 k_2 L_v^{2/3} \quad (28)$$

Подставим значения в формулу (28):

$$\Delta h = 3,0 \cdot 1,02 \cdot 9,5^{2/3} \approx 14 \text{ мм}$$

Удельную нагрузку по жидкости определим по формуле:

$$L_v = \frac{D \cdot (R+1) \cdot \rho_{\text{ж}}}{B} \quad (29)$$

Подставим значения в формулу (29):

$$L_v = \frac{10,4}{1,09} = 9,5 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$$

Высота сливной планки

$$h_2 = 10 + 5 + 30 + 40 - 14 = 71 \text{ мм}$$

«Принимаем, что высота сливной планки равна 70 мм, тогда затопление прорезей составит 39 мм.

Для определения диапазона устойчивой работы тарелок построим линию минимально допустимых нагрузок. Координаты этой линии определяем при $h_3 = 10 \text{ мм}$ и $h_{\text{погр}} + \Delta h = 25 \text{ мм}$

Минимально допустимая скорость пара находится по формуле:

$$\omega_{\text{мин}} = \omega'_{\text{мин}} + 8,47 * 10^{-3} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} \quad (30)$$

Для принятой конструкции тарелки число колпачков, приходящееся на 1 м² рабочей площади тарелки определяется по формуле:

$$n'_k = \frac{n_k}{0,785 * D^2 * \varepsilon_{\text{эф}}} \quad (31)$$

Подставим значения в формулу (31):

$$n'_k = \frac{49}{0,785 \cdot 1,42 \cdot 0,54} = 59$$

Число рядов колпачков, перпендикулярных потоку жидкости, $n_p = 6$.

Определим минимальные скорости пара для верха и низа колонны подставив значения в формулу (30):

$$\omega'_{\text{мин}} = 0,218 \text{ м/сек}$$

$$\omega''_{\text{мин}} = 0,329 \text{ м/сек}$$

«На основании полученных значений строим линию минимальных нагрузок; через точки, соответствующие рабочим нагрузкам, проводим линию. Точка пересечения этих прямых с линиями минимально допустимых нагрузок определяет минимально допустимые нагрузки. Диапазон устойчивой работы.

$$n = \frac{0,792}{0,218} \approx 4$$

Следовательно, производительность колонны может быть уменьшена примерно в 3,5 раза без заметного понижения эффективности разделения»[9].

Соппротивление сухой тарелки определим по формуле:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi * \frac{\omega_0^2}{2g} * \rho_{\text{п}} \quad (32)$$

Подставим значения в формулу (32):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{2,6}{2 \cdot 9,8} \left(\frac{0,792}{0,088} \right)^2 \cdot 3,1 = 33,5 \text{ мм вод. ст.}$$

То есть прорезь будет открыта полностью ($h_{\text{пр}} = 30$ мм). Градиент уровня жидкости определяем по уравнению:

$$\Delta_0^{1,5} + \frac{3 \cdot n_p}{(1,5n_p - 1,4)} \left[h_{\text{п}} + \Delta h + h_3 \left(\frac{l_c}{l_{\text{ш}}} - 1 \right) \right] \Delta_0^{0,5} - \frac{6,66 \cdot 10^3 B L_V n_p^{1,5}}{c l_c (1,5n_p - 1,4)} = 0 \quad (33)$$

Подставим значения в формулу (33):

$$\begin{aligned} \Delta_0^{1,5} + \frac{3,6}{(1,5 \cdot 6 - 1,4)} \left[70 + 14 + 10 \left(\frac{605}{327} - 1 \right) \right] \Delta_0^{0,5} \\ - \frac{6,66 \cdot 10^3 \cdot 1,09 \cdot 9,5 \cdot 6^{1,5}}{0,65 \cdot 327 (1,5 \cdot 6 - 1,4)} = 0 \end{aligned}$$

Решая данное уравнение графическим путем, получим $\Delta_0 = 3$ мм. При $\omega \sqrt{\rho_{\text{п}}} = 0,792 \sqrt{3,1} = 1,4$, получим, что $\Delta / \Delta_0 = 1,08$ и, следовательно, $\Delta = 1,08 \cdot 3 \approx 4$ мм.

Градиент уровня жидкости определяем также по номограмме[12]:
 $\Delta \approx 7$ мм.

Общее сопротивление орошаемой тарелки $\Delta P = 38,4 + (39 + 30 + 3,5) \cdot 0,834 = 94$ мм вод. ст.

Условная высота слоя светлой жидкости в переливе определяется выражением:

$$h' = h_{\Pi} + \Delta h + \Delta + \frac{\Delta P}{\rho_{ж}} + \Delta P_{п.ж.} \quad (34)$$

Подставим значения в формулу (34):

$$h' = 70 + 14 + 7 + \frac{94}{0,834} + 2 = 204 \text{ мм}$$

Сопротивление движению жидкости в переливе определяется по формуле

$$\Delta P_{п.ж.} = k \left(\frac{L_V}{3600a} \right)^2 \quad (35)$$

Подставим значения в формулу (35):

$$\Delta P_{п.ж.} = 250 \left(\frac{12,5}{3600 \cdot 0,04} \right)^2 = 2 \text{ мм}$$

Высота вспененного слоя жидкости в сливном устройстве определяется по формуле:

$$H'_{\Pi} = \frac{h'}{\rho_{\Pi}} \quad (36)$$

Подставим значения в формулу (36):

$$H' = \frac{204}{0,65} = 314 \text{ мм}$$

Величину вылета ниспадающей струи определяем по уравнению

$$y = 0,8\sqrt{\Delta h(H + h_{\text{п}} - h')} \quad (37)$$

Подставим значения в формулу (37):

$$y = 0,8\sqrt{(0,4 + 0,07 + 1,7 \cdot 0,014 - 0,314)} = 0,14$$

Следовательно

$$314 \text{ мм} < 400 + 70 = 470 \text{ мм}$$

$$140 \text{ мм} < 240 \text{ мм}$$

Соответственно, принятые геометрические размеры переливов и переливных планок обеспечивают свободное течение жидкости по колонне и нормальную работу тарелок.

«Проведенный гидравлический расчет тарелок показывает, что, принимая большее значение диаметра колонны по сравнению с расчетным, можно получить некоторый запас по производительности» [11].

Таким образом, в результате расчета было найдено число тарелок в ректификационной колонне, обеспечивающей достаточное разделение компонентов, конденсированных из нефтяного попутного газа. Оно равно 40. Гидравлический расчет позволил найти диаметр колонны 1,4м.

Заключение

В результате проведенного исследования по разработке технологии утилизации нефтяного попутного газа на основе конденсации газа и разгонки конденсата в ректификационной колонне можно сделать следующие выводы:

Разработанная технологическая схема представляет собой эффективный метод переработки нефтяного попутного газа, позволяющий получать ценные углеводородные компоненты, такие как легкий бензин и смесь пропана-бутана технического качества в жидком виде.

Проведенные эксперименты и расчеты подтверждают техническую и экономическую целесообразность предложенной технологии, демонстрируя высокий уровень эффективности переработки попутного газа и возможность получения ценных продуктов.

Разработанная технология утилизации позволяет значительно снизить негативное воздействие на окружающую среду за счет сокращения выбросов парниковых газов и других вредных веществ, что является важным шагом в обеспечении экологической устойчивости производства нефтепродуктов.

Предложенная технологическая схема может быть использована в промышленности как практически применимое решение для утилизации нефтяного попутного газа, что способствует повышению эффективности производства и экономической выгоды данного процесса.

В целом, результаты данного исследования подтверждают перспективность предложенной технологии и ее значимость для нефтегазовой отрасли, промышленной безопасности и экологической устойчивости процессов производства углеводородных продуктов. Дальнейшее совершенствование и практическая реализация данной технологии могут привести к значительным позитивным изменениям в отрасли и способствовать устойчивому развитию нефтяной промышленности.

Список использованных источников

1. Андреев В.У., Уразаков К.Р., Далимов В.В. Справочник по добыче нефти/ Под ред. К.Р. Уразакова. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. - 374 с.
2. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. Уфа: Гилем, 2002. 672 с.
3. Ахметов А.А. Теоретические основы химических процессов переработки нефти: Учебное пособие для вузов. – Л.: Химия, 1985, 280 с.
4. Амелин И.Д., Бадьянов В.А., Вендельштейн Б.Ю. Подсчет запасов нефти, газа, конденсата и содержащихся в них компонентов: Справочник / Под ред. В.В. Стасенкова. – М.: Недра, 1989. – 270 с.
5. Бакиров Э.А., Ермолкин В.И., Ларин В.И. Геология нефти и газа: Учебник для вузов / Под ред. Э. А. Бакирова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Недра, 1990. 240 с.
6. Берлин М.А., Горсченков В.Г., Волков Н.П., Переработка нефтяных и природных газов / М., 1981.
7. Гуревич Г.Р., Соколов В.А., Шмыгля П.Т., Разработка газоконденсатных месторождений с поддержанием пластового давления, М., 1976.
8. Булаев С.А. Сжигание попутных нефтяных газов. Анализ прошлых лет и государственное регулирование//Вестник Казанского технологического университета. – 2013. – Т16, №1.– С. 202-205.
9. Грицевич И.Г., Кокорин А.О. 2006а. Энергетическая безопасность и проблема изменения климата. Диалог: Россия – Европейский Союз: WWF России, М.:2005 – 32 с.
10. Грицевич И.Г., Кокорин А.О., Луговой О.В., Сафонов Г.В. 2006б. Развитие энергетики и снижение выбросов парниковых газов.

Международные обязательства на период после 2012 г. WWF России, М.: – 16 с.

11. Геология и геохимия нефти и газа: Учебник / О.К. Баженова, Ю.К. Бурлин, Б.А. Соколов, В.Е. Хаин; Под ред. Б.А. Соколова. – М.; Изд-во МГУ, 2020. – 384 с.

12. Гриценко А.И., Акопова Г.С., Максимов В.М. Экология. Нефть и Газ. – М.: Наука, 1997. – 598 с.

13. Данилов-Данильян В.И. Киотский протокол: критика критики. – ЭСКО 2003. № 3 [Электронный ресурс] - URL: http://www.esco-ecosys.narod.ru/2003_3/art60.htm (дата обращения 15.04.2019).

14. Орлов В.В. Теория и проектирование разработки газовых и газоконденсатных месторождений, М., 1981.

15. Патент 2134387 Российская Федерация, МПКF25J 3/08, Способ выделения ксенона (варианты) и установка для его осуществления / Бондаренко В.Л.; Заявитель и Патентообладатель: Совместное Украинско-Российско-Кипрское предприятие «Айсблик», Симоненко Юрий Михайлович; опубл. 10.08.1999, Бюл. №12 -15 с.

16. Патент 2151977 Российская Федерация, МПКF25J 1/02, F25J 3/04, Комбинированная система для получения азота и сжижения природного газа на основе установки с криогенной машиной Стирлинга / Кириллов Н.Г.; Заявитель и Патентообладатель: Военный инженерно-космический университет им. А.Ф. Можайского; опубл. 27.06.2000 Бюл. №18 -15 с.

17. Патент 2206081 Российская Федерация, МПКG01N 25/00, G01N 25/04, B01D 1/00, Способ газового анализа смеси компонентов / Беднов С. М., Лукоянов Ю.М., Петров В.Н., Котельников В.Н. Заявитель и Патентообладатель: Федеральное государственное унитарное предприятие «Исследовательский центр им. М. В.Келдыша» 10.06.2003 Бюл. № 16 -11с.

18. Патент 2248839 Российская Федерация МПКB01D 53/26, B01D 7/02 Устройство осушки газов вымораживанием / Чепилко С.С.; Заявитель и

Патентообладатель: Чепилко Степан Сергеевичопубл. 27.03.2005Бюл. № 33 – 16 с.

19. Полищук Ю.М., Березин А.Е., Дюкарев А.Г., Токарева О.С. Экологическое прогнозирование воздействий нефтегазового комплекса на природную среду Западной Сибири с использованием ГИС-технологий // География и природные ресурсы. – 2021. №2. С. 43-49.

20. Полищук Ю.М., Токарева О.С. Методология и организация эколого-географических исследований воздействия нефтедобычи на природную среду // Исследования эколого- географических проблем природопользования для обеспечения территориальной организации и устойчивости развития нефтегазовых регионов России: Теория, методы и практика. – Нижневартовск: Изд-во «Приобье», 2020. С. 75-78.

21. Паренаго О.П., Давыдова С.Л. Экологические проблемы химии нефти // Нефтехимия. – 1999. – Т. 39. № 1. С. 3-13.

22. Стратегический прогноз изменений климата Российской Федерации на период до 2010-2015 гг. и их влияния на отрасли экономики России, 2005. Росгидромет. М.: 28 с.

23. Судакова Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки – М.: Химия, 1979. – 266 с.

24. Соловьянов А.А. Андреева Н.Н. Крюков В.А., Лятс К.Г. Стратегия использования попутного нефтяного газов РФ. – М.: ЗАО Редакция газеты «Кворум», 2018. – 320 с.

25. Соколов С.М., Щербинин И.А., Тарасов М.Ю. /Нефтяное хозяйство, 2010, №4, 111 с.

26. Клименко А.П., Сжиженные углеводородные газы Зизд., / А. П. Клименко – М., 1974.

27. Коротаев Ю.П., Закиров С.Н., Переработка попутного нефтяного газа на сложных месторождениях, М., 1988.

28. Кутепова Е., Книжников А., Кочи К. Проблемы и перспективы использования попутного нефтяного газа в России: ежегодный обзор. Вып.4. М.: WWF России, КППМГ, 35 с, 2012.
29. Кокорин А.О., Грицевич И.Г., Сафонов Г.В., 2004. Изменение климата и Киотский протокол – реалии и практические возможности. М., WWF-Россия, 64 с.
30. Четвертое Национальное сообщение Российской Федерации по Рамочной конвенции Организации Объединенных Наций об изменении климата и Киотскому протоколу, 2006. Росгидромет, М., 164 с.
31. Филипенко А.В. Сырьевая база нефтедобычи и недропользования в ХМАО. – Екатеринбург: Изд.дом «Пакрус», 2001. –144 с.
32. Sammes N.M., Du Y., Bove R.. Purge Gas refining technology Journal of PowerSources 145 (2005) pp. 428-434.
33. Lefebvre A.K, Ballal D.R. Gas turbine combustion. WestLafayette: PurdueUniversity, 1998. 209 p.
34. Sakai Ryo Development Of A High-Efficiency 50kw Micro Gas Turbine Cogeneration System/Ryo Sakai, Toho Gas Co., Koji Ishibashi, Toho Gas Co., Akio Mori, Toyota Turbine and Systems Inc. - URL: http://www.igu.org/html/wgc2003/WGC_pdffiles/10462_1045532585_19253_1.pdf (дата обращения 26.05.2023).
35. Yashchenko I.G. and Polishchuk Yu.M. Classification of Poorly Recoverable Oils and Analysis of Their Quality Characteristics (Reviews)//Chemistry and Technology of Fuels and Oils. -2016. -Vol. 52. -№ 4. – pp. 434-444.
36. Thomas F. Degan Jr. Applications of zeolites in petroleum refining.//Topics in Catalysis, 2000. -V. 13.-pp. 349-356.