

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

зав. кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова
(подпись) (И.О. Фамилия)

« _____ » 20 ____ г.

ЗАДАНИЕ

на бакалаврскую работу

Студент: Симдянова О.В.

Тема: Разработка технологии рационального использования попутного
нефтяного газа на ОАО НК «РОСНЕФТЬ»

1. Срок сдачи студентом законченной выпускной бакалаврской работы
04.06.2017 г.

2. Исходные данные к бакалаврской работе: Технологический регламент
ДНС Шаболовская (с.Майское, Пестравского р-на, Самарской обл.)

3. Содержание бакалаврской работы:

3.1 Анализ существующих технологий переработки газа.

3.2 Разработка технологии переработки газа на выбранном месторождении

3.3 Конструктивный расчет основных аппаратов.

Руководитель бакалаврской работы

Ю.В. Чариков

Задание принял к исполнению

О.В. Симдянова

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

зав. кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

« _____ » 20 ____ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы**

Студента: Симдянова О.В.

По теме: Разработка технологии рационального использования попутного
нефтяного газа на ОАО НК «РОСНЕФТЬ»

Наименование работы	раздела	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руковод ителя
Введение		15.05.2017	16.05.2017		
Анализ существующих технологии переработки газа		17.05.2017	19.05.2017		
Разработка технологии переработки газа на выбранном месторождении		20.05.2017	22.05.2017		
Конструктивный расчет основных аппаратов		22.05.2017	01.06.2017		
Заключение		02.06.2017	03.06.2017		

Руководитель бакалаврской работы

Ю.В. Чариков

(подпись)

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

О. В. Симдянова

(подпись)

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Целью работы является снижение негативного воздействия на окружающую среду от сжигания нефтяного попутного газа на нефтяных месторождениях.

В ходе работы были рассмотрены технологические аспекты добычи нефти и попутного нефтяного газа, проведен анализ способов утилизации и переработки попутного нефтяного газа, разработана энергоэффективная технология его использования непосредственно на месторождении.

Бакалаврская работа состоит из введения, трех разделов, заключения, списка используемых источников - 51. Общий объем работы, без приложений 57 страница машинописного текста, в том числе таблиц - 12, рисунков – 1.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи работы. В первой главе проблема сжигания нефтяного попутного газа на месторождениях. Во второй главе описана технологическая схема разрабатываемого процесса. В третьей выполнен расчет материального баланса и основного оборудования.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩИХ ТЕХНОЛОГИЙ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗА.	8
1.1. Особенности добычи и использования попутного нефтяного газа в России	8
1.2. Методы утилизации попутного нефтяного газа	14
1.3. Решение проблемы утилизации нефтяного попутного газа	18
ГЛАВА 2. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗА НА ВЫБРАННОМ МЕСТОРОЖДЕНИИ	25
2.1. Техническая характеристика сырья.	25
2.2. Описание технологического процесса и схемы	26
2.2.1. Блок № 1 - компрессии НПГ	26
2.2.2. Блок №2 - осушки (блок подготовки НПГ)	28
2.2.3. Блок №3 - конденсации	30
2.2.4. Блок №4 – холодильный.	33
2.2.5. Блок №5 - склад готовой продукции.	34
2.2.6. Блок №6 - два огневых подогревателя П-101 и П-102.	35
ГЛАВА 3. КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ АППАРАТОВ	38
3.1. Расчет материального баланса установки	38
3.2. Расчет технологического оборудования	47
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	52
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	53

ВВЕДЕНИЕ

Нефтяной попутный газ представляет смесь углеводородных и неорганических газов, растворенных в нефти. Их получают в процессе нефтедобычи при обработке сырой нефти. Газ выделяется из нефти для доведения ее характеристик до показателей, требуемых для транспортировки. Наличие газов недопустимо.

Для проведения процесса подготовки нефти разработана целая технология включающая обезвоживание, обессоливание, сероочистку, также предусмотрено отделение газовой фракции. Газы отделяются обычно в два этапа. На первом этапе испарение происходит за счет сброса давления в системе. Состав газа, получаемого на первом этапе, обычно отличается большим количеством метан-этановой фракции, пропана и неорганических газов. На втором этапе давление снижают до атмосферного и в некоторых случаях проводят подогрев. Выделяется фракция другого состава богатая более тяжелыми углеводородами. Если на месторождении организована система сбора газа, то выделившийся газ направляется по трубопроводному транспорту на газоперерабатывающий завод. Если такой системы не предусмотрено он попросту сжигается.

Сжигание попутного газа является вынужденной мерой при эксплуатации вновь разрабатываемых и удаленных месторождений, из неразвитости инфраструктуру нефтепереработки. Этот процесс приводит огромному вреду для окружающей среды и недополученную значительной прибыли. Ценные углеводороды могут быть использованы в качестве топлива непосредственно по месту добычи.

Целью работы является снижение негативного воздействия на окружающую среду от сжигания нефтяного попутного газа на нефтяных месторождениях.

Для достижения цели необходимо решить следующие задачи:

1. Проанализировать технологические аспекты получения нефтяного

попутного газа.

2. Определить самый выгодный метод переработки

3. Произвести расчет материального баланса и конструктивные расчет основного оборудования.

ГЛАВА 1 АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩИХ ТЕХНОЛОГИЙ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗА.

1.1. Особенности добычи и использования попутного нефтяного газа в России

Время, когда к природному газу и нефти относились как к дешевым и, главное, неисчерпаемым источникам энергии, закончилось. Только переход на ресурсосберегающий путь развития на основе изменения структуры ресурсопотребления и применения энергосберегающих технологий поможет выйти из складывающейся критической ситуации [8].

Состояние и перспективы развития топливно-энергетического комплекса России характеризуется обострением необходимости решения унаследованных и накопившихся за время реформирования экономики проблем, наиболее существенными из которых являются:

- диспропорции в ценах на энергоносители, которые привели к деформациям структуры спроса;
- научно-техническое отставание отрасли от мирового уровня, низкая производительность труда, низкое качество продуктов переработки углеводородного сырья;
- высокая энергоемкость экономики, в 2,0 – 2,5 раза превышающая показатели развитых стран;
- большая нагрузка на окружающую среду от деятельности ТЭК [6].

Перспективы развития нефтегазодобывающих и транспортных объектов определяют необходимость решения следующих приоритетных задач:

- обеспечения рентабельности добычи и транспорта нефти и газа во вновь осваиваемых провинциях на фоне значительного роста себестоимости;
- создания вторичных производств на месторождениях;
- энергосбережения по всей цепочке – от добычи до потребления [20].

В процессе добычи нефти происходит извлечение значительного объема попутного нефтяного газа. Проблема рационального использования попутного нефтяного газа существует не только в России и СНГ, а во всем мире. Так, одним из показателей уровня развития промышленности стран, является полнота переработки извлекаемого из недр углеводородного сырья. В нефтепереработке таким показателем является глубина переработки нефти, а в газоперерабатывающей промышленности – степень извлечения из природного и попутного нефтяного газов ценных компонентов, а также глубина их химической переработки [4].

В России ежегодно извлекается около 60 млрд. м³ нефтяного попутного газа. Из них используются в переработке 46,2 млрд. м³, безвозвратные потери составляют приблизительно 15 млрд. м³ (порядка 25%). К использованным газам отнесены те извлеченные попутные газы, которые переработаны на газо-химических комплексах и установках, все остальные отнесены к потерям, в том числе попутные газы, сжигаемые на факелах. Наиболее высокие потери попутных газов составляют: в республике Коми – 42%, Ненецком АО – 50, Саратовской области – 72, Томской – 74, Эвенкии – 100, Якутии – 100%. В извлекаемых попутных газах содержание этана в среднем – 10%, пропана – 9, бутана – 4%. Потери по этим компонентам составили 45, 38 и 34%, соответственно. В экономически развитых нефтедобывающих странах такие потери составляют 2 – 5 процентов [28].

Таким образом, проблема рационального использования попутного нефтяного газа скорее не сугубо экологическая, а из разряда экономических. Как показывает опыт работы с нефтяными компаниями, разумная стоимость 1000 кубометров ПНГ не превышает \$20 - 30.

Учитывая это, получим, что, отапливая небо, сжигая 6 млрд. куб. метров газа в год, наша экономика теряет огромную сумму – от 200 до \$300 млн., а если учесть, что с 1 млрд. м³ нефтяного газа выходит продуктов нефтехимии на \$1 млрд. - получим цифру более чем внушительную [45].

Основными объектами переработки попутного нефтяного газа в России являются газоперерабатывающие заводы (ГПЗ). В России в настоящее время активно функционируют газоперерабатывающие заводы. Существующая сегодня схема утилизации попутного нефтяного газа была впервые промышленно реализована в СССР в 1955г. и в силу специфики имевшихся природных, технологических и экономических условий основывалась на технологиях переработки нефтяного газа методами низкотемпературной конденсации, ректификации и абсорбции с минимальным ассортиментом выпускаемой продукции: сухой газ, стабильный бензин и широкая фракция легких углеводородов.

Сжигание попутного газа в факелах приводит к огромным потерям ценного углеводородсодержащего сырья, способствует глобальному разрушению экосистемы Земли за счет выбросов углекислого газа и окислов азота. Существенные концентрации окислов азота и серы уверенно фиксируются на расстоянии 1-3 км от факела, сероводород - 5-10 км, а окись углерода и аммиак - до 15 км [16].

Длительный период воздействия на природные комплексы ведет к масштабным экологическим катаклизмам: изменению сейсмотектонических условий геологической среды, водного режима, деградации биологических ресурсов, созданию «парникового» эффекта. Специалистами был составлен своего рода экологический портрет нефтегазовой промышленности, применив для анализа статистические данные по предприятиям отрасли [38].

Согласно полученным данным, характерными загрязняющими веществами, образующимися в процессе добычи нефти, оставались углеводороды (44,9% суммарного выброса), оксид углерода (47,4%), твердые вещества (4,3%). Значительная доля выбросов приходится на продукты сжигания газа на факелах, степень утилизации нефтяного газа в зависимости от месторождений колеблется в пределах 52-95% [60].

Традиционно принятая в России схема утилизации попутного газа предполагает строительство крупных газоперерабатывающих заводов

(применяемые на них технологии экономически эффективны лишь на крупных производствах), строительство разветвленной сети газопроводов для сбора и доставки попутного газа. Реализация традиционных схем утилизации требует значительных капитальных затрат и времени и, как показывает опыт, практически всегда на несколько лет не успевает за освоением месторождений [32].

Другим недостатком этих схем является неспособность (по техническим транспортным причинам) утилизировать попутный газ конечных ступеней сепарирования ввиду его обогащения тяжелыми углеводородами – такой газ не может перекачиваться по трубопроводам и обычно сжигается в факелах. Поэтому даже на обустроенных газопроводами месторождениях продолжают сжигать попутный газ конечных ступеней сепарирования [65].

В результате такой сложившейся ситуации, осложненной также невыгодными для нефтяников ценами на поставку попутного газа, установленными государством, загрузка мощностей российских ГПЗ в настоящее время в среднем составляет 55%, в т.ч. по заводам, находящимся в ведении ОАО «Газпром» 63,6%, нефтяных компаний - 38,4%. Безусловно, такой уровень использования мощностей нельзя признать достаточным, при этом проблема рационального использования огромных объемов попутного нефтяного газа по-прежнему остается нерешенной.

Таким образом, традиционные схемы утилизации попутного газа обладает следующими недостатками:

- 1) предназначены для переработки больших объемов газа (от 500 млн.нм³/год);
- 2) требуют значительных средств и времени для реализации;
- 3) не позволяют утилизировать попутные газы конечных ступеней сепарирования;
- 4) неприменимы к территориально разобщенным малым и средним месторождениям.

В результате сложившейся ситуации, при увеличении добычи нефти и освоении новых месторождений, нефтяные компании в большинстве случаев не успевают развивать мощности по переработке и утилизации попутного нефтяного газа на базе традиционных технологий. Даже там, где сбор и перекачку попутного газа на газоперерабатывающие заводы удается осуществлять, остается открытым вопрос утилизации нефтяного газа конечных ступеней сепарации, который продолжают сжигать в факелах прямо на месторождениях [36].

Однако в настоящее время вновь возник интерес к проблеме коммерческой переработки попутного газа в России. Причиной тому является требование к нефтяным компаниям утилизировать нефтяной газ в соответствии с требованием лицензий на эксплуатацию нефтяных месторождений. Невыполнение этого условия может служить основанием для лишения лицензии на добычу нефти.

Ужесточение требований государственных органов к использованию углеводородов и рост штрафных санкций за выбросы способны оказать существенный негативный эффект на экономику нефтяных компаний. Показателен в этой связи пример Казахстана, где введение жестких ограничений на выбросы ПНГ вылилось в вынужденное снижение добычи некоторыми предприятиями нефтяной отрасли. Тяжелее всего ужесточение требований по утилизации попутного газа скажется на небольших независимых компаниях разрабатывающих отдаленные месторождениями с ограниченными ресурсами. В отличие от «гигантов», располагающих средствами для внедрения новых проектов, такие компании будут поставлены в условия либо не окупаемых затрат на создание собственной инфраструктуры по сбору, подготовке и транспорта газа, либо отказа от разработки месторождений [19].

Одновременно для малых нефтяных компаний практически недоступна переработка попутного газа на условиях процессинга из-за дискриминационных условий доступа к системе магистрального

трубопроводного транспорта товарного газа и к переработке нефтегазохимического сырья [73].

В сложившейся ситуации у нефтяных компаний существует единственный выход - развивать собственную альтернативную систему переработки нефтяного газа, что не является их профильной деятельностью, либо привлекать сторонние специализированные и управляющие организации для разработки проектов утилизации попутного нефтяного газа на взаимовыгодных условиях.

Поскольку, как показывает практика нашей работы, нефтяные компании по многим причинам никогда не заинтересованы в инвестициях на реализацию ПНГ-проектов, этот бизнес может быть отдан на аутсорсинг влиятельным управляющим компаниям, способным организовать выполнение проектов создания рентабельных производств утилизации ПНГ на месторождениях и коммерческую реализацию продуктов переработки ПНГ [39].

Указанная проблема становится еще более актуальной в связи с тем, что Россия, подписав Киотский протокол к Конвенции ООН по изменению климата, приняла на себя международные обязательства, в соответствии с которыми эмиссия парниковых газов не должна превысить уровень 1990 г. По статистике, на долю сжигания ископаемого топлива приходится 98,6% антропогенных выбросов CO_2 . Именно в энергетическом секторе сосредоточен основной потенциал сокращения эмиссии парниковых газов. В Киотский протокол включены положения по реализации совместных проектов с взаимной переуступкой квот на выбросы, а также организация международной системы торговли квотами на выбросы парниковых газов. Это дает возможность использовать рыночные механизмы при выполнении обязательств по протоколу [2].

Утилизация попутных газов на основе существующих методов переработки углеводородсодержащего сырья является финансово-затратным мероприятием, с высокими эксплуатационными затратами, требует

значительного времени для реализации, не позволяет утилизировать нефтяные газы конечных ступеней сепарирования и, что самое главное, фактически не применима к территориально разбросанным малым и средним месторождениям. В таких условиях единственным выходом для решения проблемы утилизации ПНГ является применение технологий, позволяющих переводить ПНГ в легко транспортируемые продукты прямо на месторождениях [72].

1.2. Методы утилизации попутного нефтяного газа

По некоторым оценкам на территории России функционируют несколько тысяч крупных факельных установок. С проблемами утилизации ПНГ сталкиваются все страны, занимающиеся добычей нефти. Россия находится на лидирующей позиции в этой прискорбной области, следом идут Нигерия, Иран и Ирак.

ПНГ включает в свой состав метан, этан, пропан, бутан и более тяжелые углеводородные компоненты. Кроме того, он может содержать азот, аргон, углекислый газ, сероводород, гелий. ПНГ чаще всего растворен в нефти и выделяется при ее добыче, но также может накапливаться в «шапках» нефтяных месторождений [41].

Утилизация ПНГ подразумевает целевое использование ПНГ и его компонентов, приносящее положительный эффект (экономический, экологический и т.п.) по сравнению с его сжиганием на факельных установках.

Виды и способы утилизации ПНГ.

Существует несколько направлений утилизации ПНГ:

- переработка на ГПЗ или малых установках на промыслах (выдача в газопровод газа по кондициям ПАО «Газпром», получение СПБТ, СПГ)

Отправка ПНГ на переработку на ГПЗ требует меньше всего капитальных затрат в случае наличия развитой инфраструктуры по транспортировке газа. Недостатком этого направления для удаленных

промыслов является возможная необходимость строительства дополнительных газоперекачивающих станций [23].

Для промыслов с большим устойчивым дебетом ПНГ, расположенным поблизости от магистрального газопровода и сети транспортных коммуникаций актуально строительство мини-ГПЗ, на котором возможно получение пропан-бутановых фракций (СПБТ), подготовка остаточного газа до кондиций ПАО «Газпром» с выдачей в магистральный газопровод, ожижение легких компонентов с получением жидкой фракции, аналогичной СПГ. Недостатком этого направления является его неприемлемость для удаленных месторождений [13].

Оборудование для реализации процессов: емкостное оборудование (сепараторы, накопительные емкости), тепло-массообменное оборудование (теплообменники, ректификационные колонны), компрессоры, насосы, пароконденсационные холодильные установки, ожижители газа в блочно-модульном исполнении.

- выработка электроэнергии (применение ГТЭС, ГПЭС)

Высокая калорийность ПНГ обуславливает его применение в качестве топлива. При этом возможно применение газа как для приводов газокompрессорного оборудования, так и для выработки электроэнергии на собственные нужды с применением газотурбинных или газопоршневых установок. Для крупных месторождений со значительным дебитом ПНГ целесообразна организация электростанций с выдачей электроэнергии в региональные сети электроснабжения [63].

К недостаткам этого направления можно отнести жесткие требования широко распространенных традиционных ГТЭС и ГПЭС к составу топлива (содержание сероводорода не выше 0,1%), что требует увеличенных капитальных затрат на применение систем газоочистки и эксплуатационных затрат на техническое обслуживание оборудования. Выдача электроэнергии во внешние электросети невозможна на отдаленных месторождениях по причине отсутствия внешней энергетической инфраструктуры [20].

Преимущества направления заключается в обеспечении нужд промысла электроэнергией и осуществление теплоснабжения промысла без затрат на внешнюю инфраструктуру электроснабжения, компактность электрогазогенераторов. Применение современных микротурбинных установок позволяет утилизировать ПНГ с содержанием сероводорода до 4-7%.

Оборудование для реализации процессов: емкостное оборудование (сепараторы, накопительные емкости), ГТЭС или ГПЭС блочно-модульного исполнения.

- химическая переработка (процессы «ПНГ в БТК», «Cyclar»)

Процесс «ПНГ в БТК» разработан ПАО «НИПИгазпереработка» и позволяет каталитически перерабатывать ПНГ в смесь ароматических углеводородов (преимущественно бензол, толуол и смесь ксилолов), которая может быть подмешена к основному потоку нефти и передана по существующему нефтепроводу на НПЗ. Оставшиеся легкие углеводороды по составу сходные с природным газом могут быть использованы в качестве топлива для генерации электроэнергии на нужды промысла [45].

Процесс «Cyclar» разработан компаниями UOP и British Petroleum и предполагает получение смеси ароматических углеводородов (во многом аналогичных процессу «ПНГ в БТК») из пропан-пентановой фракции ПНГ. Недостатком по сравнению с процессом «ПНГ в БТК» является необходимость предварительной подготовки НПГ для выделения пропан-пентановой фракции.

Недостатком направления является значительная величина капитальных затрат на расширение инфраструктуры промысла.

Оборудование для реализации процессов: емкостное оборудование (сепараторы, накопительные емкости), теплообменники, каталитические реакторы, ректификационные колонны, компрессоры, насосы.

- газохимические процессы (процесс Фишера-Тропша) [22].

Переработка ПНГ методом Фишера-Тропша – многостадийный процесс. Первоначально из ПНГ термическим окислением при высокой температуре получают синтез-газ (смесь CO и H₂), из которого вырабатывают метанол или синтетические углеводороды, используемые для производства моторного топлива. Недостаток направления – высокие капитальные и эксплуатационные затраты.

Оборудование для реализации процесса: емкостное оборудование (сепараторы, накопительные емкости), теплообменники, каталитические реакторы, компрессоры, насосы.

- применение для технологических нужд промысла (сайклинг-процесс, газлифт) [33].

Процесс закачки ПНГ в нефтеносный пласт (сайклинг-процесс) предполагает закачку газа в газовую «шапку» месторождения для повышения внутрипластового давления, приводящего к повышению нефтеотдачи. К преимуществам способа можно отнести простоту реализации и малые капитальные затраты на реализацию процесса. Недостатком является отсутствие фактической утилизации – имеет место лишь отсрочка проблемы на некоторую перспективу.

Процесс подъема нефти с помощью газлифта заключается в использовании энергии закачиваемого в нее сжатого ПНГ. Преимущества этого способа заключаются в возможности эксплуатации скважин с большим газовым фактором, в малом влиянии на процесс добычи механических примесей, температуры, давления, в возможности гибко регулировать режим работы скважин, в простоте обслуживания и ремонта газлифтных скважин. Недостаток способа – необходимость подготовки и наземного регулирования подачи газа, что повышает капитальные затраты в обустройстве месторождения.

Оборудование для реализации процессов: емкостное оборудование (сепараторы, накопительные емкости), компрессоры, насосы [6].

Низкотемпературная конденсация (НТК) - это процесс изобарного охлаждения газа (при постоянном давлении) до температур, при которых при данном давлении появляется жидкая фаза. Разделение углеводородных газов методом НТК осуществляется путем охлаждения их до заданной температуры при постоянном давлении, сопровождающегося конденсацией извлекаемых из газов компонентов, с последующим разделением в сепараторах газовой и жидкой фаз. В качестве охлаждающих агентов используются вода, жидкий аммиак, галогеноводороды и сжиженные этан и пропан. В некоторых случаях конденсация сочетается со сжатием газа, что способствует сжижению тяжелокипящих компонентов разделяемого газа. Низкотемпературная конденсация и фракционирование - процесс, используемый в промышленности в широком диапазоне производительностей, но преимущественно при больших объемах перерабатываемого газа. Он характеризуется высокой степенью извлечения и благоприятными технико-экономическими показателями [3].

1.3. Решение проблемы утилизации нефтяного попутного газа

Одним из результатов отсутствия инфраструктуры по утилизации ПНГ и практики бесконтрольного его сжигания является нарушение экологии. При сжигании ПНГ в атмосферу выбрасывается большое количество загрязняющих веществ: частицы сажи, углекислый газ, диоксид серы. Повышенное содержание этих веществ в атмосфере приводит к заболеваниям репродуктивной системы организма людей, наследственным патологиям, онкологическим заболеваниям.

Отсутствие в России наработанных методик по утилизации ПНГ приводит к значительным потерям в экономике. При рациональном использовании ПНГ представляет большую ценность для энергетической и химической отраслей промышленности. Однако существует ряд факторов, особо актуальных для российской нефтедобычи, препятствующих увеличению и развитию направления утилизации ПНГ:

- удаленность скважин от объектов газопереработки;
- неразвитые или отсутствующие системы сбора, подготовки и транспортировки газа;
- вариативность объемов добываемого газа;
- присутствие примесей, затрудняющих переработку;
- низкая стоимость газа в сочетании с крайне низкой заинтересованностью в финансировании подобных проектов;
- экологические штрафы за сжигание ПНГ значительно ниже затрат на его утилизацию [7].

Внедрение технологий утилизации попутного нефтяного газа невозможно без создания прочной и эффективной наземной инфраструктуры, обеспечивающей утилизацию ПНГ, хранение и реализацию потребителям выработанных продуктов сбыта. Финансирование проекта целесообразно осуществлять на долевой основе с использованием средств заинтересованных сторон, а также бюджетного финансирования выбранного региона.

Возможны два принципиально разных типа установок утилизации прямо на нефтяных месторождениях, выбор которых определяется требованиями заказчика по выходным продуктам. Выбор обусловлен в первую очередь тем, есть ли задача получения сжиженного природного газа (сжиженного метана - СПГ) или нет [10].

В случае необходимости получения СПГ предлагается технология с использованием многокомпонентного хладагента (МХА) – независимого замкнутого контура, как источника холодопроизводительности, и холодильного цикла в теплообменном агрегате, выполняющего функцию ожижителя исходного продукта. Практически для любых начальных условий исходного газа (начального давления и состава) подбирается соответствующую смесь, обеспечивающую эффективность цикла. Данный способ позволяет ожижать до 100 % входного газа и предоставляет Заказчику выбирать варианты выходных продуктов: получение жидкой углеводородной фазы без разделения на компоненты и получением

товарной продукции в виде альтернативного энергоносителя на основе сжиженного природного газа (СПГ по ТУ 51-03-03-85), либо организация каскадного выделения промежуточных компонентов ожижения (этан, СПБТ, СПГ, газовый бензин и т.п.).

Другим направлением проектной деятельности является разработка и изготовление малогабаритных установок, работающих на технологиях низкотемпературной сепарации нефтяного газа и получения товарной продукции в виде топливной газообразной метан-этановой смеси по ГОСТ 5542-87, стабильного газового бензина по ТУ 39-1340-89 и смеси пропан-бутановой технической (СПБТ по ГОСТ 20448-90). Комплекс может быть дополнен блоком газодифракционирования с получением в качестве целевых продуктов пропана, изо-бутановой фракции, нормального бутана и т. д [8].

Благодаря применению современных технологий в области сепарации газов, в конечном продукте на выходе установки остается более 95 % пропан-бутановых фракций и газового бензина, а подготовленная до необходимого уровня смесь метан-этана может использоваться в качестве газового топлива для выработки тепловой и электрической энергии или для газоснабжения промышленных и жилых объектов региона. Установки по утилизации попутного нефтяного газа представляют собой блочно-модульный комплекс и могут рассматриваться как временный способ утилизации малodeбитных источников газа. Данное оборудование благодаря своей компактности легко транспортируется и устанавливается на месте эксплуатации, сводя к минимуму затраты на монтаж и пусконаладку. Установка оснащается системой автоматического управления.

Простота конструкции и автоматическое управление всем процессом – неоспоримое преимущество такой установки. Технология процессов переработки проста, пригодна к эксплуатации в условиях нефтепромыслов, районов с дефицитом рабочей силы и теплоносителей, а также со слаборазвитой инфраструктурой, и остается экономически эффективной в широком диапазоне производительностей [32].

Оборудование поставляется в модульном исполнении с использованием стандартных транспортных платформ. После выработки определенного месторождения оборудование может быть перемещено на новое место. Такая схема в течение многих лет успешно используется в США. Данные установки имеют низкие удельные показатели энергозатрат (0,3-0,35 кВт час/кг) и является самым эффективным из действующих на практике в настоящее время.

Оптимизация состава оборудования, входящего в установку, его массы, габаритных размеров, потребляемая электрическая мощность, стоимость, время, необходимое на изготовление и монтаж зависят от параметров исходного газа конкретного месторождения, подлежащего ожижению (дебита, компонентного состава, давления, температуры). Реализация полученных продуктов утилизации попутного нефтяного газа может осуществляться по следующим схемам:

– Газообразную смесь метана и этана целесообразно использовать для получения тепловой и электрической энергии с целью обеспечения собственных потребностей и нужд на месторождении или для других целей потребителя [12].

Наибольшей универсальностью и удобством применения отличаются когенерационные установки на базе газовых двигателей внутреннего сгорания (газопоршневых агрегатов), которые оснащены теплообменными аппаратами для утилизации тепла. Когенератор состоит из двигателя внутреннего сгорания, вал которого соединен с электрическим генератором, системы рекуперации тепла, системы управления и защиты. Широкий диапазон мощностей, отсутствие каких-либо особых требований к установке и эксплуатации делают использование ДВС приемлемым в подавляющем большинстве случаев. КПД газогенератора поднимается с 35 - 37 % до 80 - 90%. Температура выхлопных газов на входе в теплообменник составляет 450-550 °С, и это позволяет нагревать воду до 95 -115 °С (в зависимости от температурного графика предприятия-заказчика). Тепловая мощность

системы утилизации тепла - до 1,6 кВт на 1 кВт мощности газовой электростанции.

– Применение сжиженного природного газа (СПГ) наиболее эффективно и экономически выгодно, в местах, где по различным причинам (отсутствие газопровода, жесткие экологические требования) невозможно или нецелесообразно использование традиционных видов органических топлив. При этом наиболее важным здесь является даже не экологический, а экономический и политический аспекты. Закупка и установка своего мини-завода по получению СПГ позволяют предприятию собственнику отказаться от зависимости от компаний-поставщиков нефти и нефтепродуктов, и самим поставлять собственное топливо на свои энергообъекты и энергообъекты своих Заказчиков.

– СПБТ и ГБ в сжиженном состоянии используются в традиционном варианте: для коммунально-бытовых целей, как топливо и для целей химической промышленности.

Поэтапный план развития газопереработки на конкретном месторождении может выглядеть следующим образом [30].

На первом этапе работ представляется целесообразным реализовывать так называемый «пусковой комплекс», а затем, по мере подключения новых потребителей и постановки новых задач по использованию продуктов утилизации (готовность объектов, наличие финансовых возможностей по реализации проектов, перевод автомобильного и речного транспорта на сжиженный природный газ, использование СПГ в качестве хладагента и др.) возможно и выполнение последующих очередей схемы. Пусковой комплекс выделен в целях определения рамок проекта на начальном этапе его реализации и должен обеспечить окупаемость проекта.

Для реализации первой очереди планируется использовать установку для утилизации нефтяного попутного газа с расположением на территории конкретного нефтегазового месторождения. Данный комплекс позволит обеспечить продуктами утилизации (газообразный метан, СПБТ и ГБ)

потребителей, что с наибольшей экономической эффективностью продемонстрирует все положительные стороны инвестиционного проекта [52].

Экономически оправдано применение электро- и теплоагрегатов с поршневыми двигателями (ГПЭА и ГПТЭА), а на их базе — электростанции (ГПЭС) и теплоэлектростанции (ГПТЭС). Малая газовая энергетика — это небольшие капитальные вложения, очень дешевая энергия, надежное и независимое энергоснабжение.

Ко второй очереди реализации проекта отнесены потребители, которые должны будут переведены на сжиженный природный газ после реализации первой очереди и создания первичной инфраструктуры, а также получения определенного опыта использования СПГ.

В настоящее время имеется техническая возможность и практический опыт эксплуатации при применении сжиженного природного газа для целей безтрубопроводной газификации населенных пунктов, производственных объектов, как это уже делается в Москве, Санкт-Петербурге, Ленобласти и др. регионах ; для выработки тепло и электроэнергии на мини-ТЭЦ, а также в качестве альтернативного газомоторного топлива для автомобильного и речного транспорта [25].

Экономическая окупаемость проекта, включающего создание инфраструктуры сжиженного природного газа, обеспечивается за счет более низкой себестоимости производства нового вида энергоносителя – СПГ, а также за счет разницы между удельными затратами на сжигание СПГ и затратами на сжигание применяемых сегодня в качестве топлива угля и мазута, которые будут замещены сжиженным природным газом.

Подводя итог вышеизложенному, можно констатировать, что использование представленных технологий на установках утилизации даст возможность полностью использовать попутный нефтяной газ на месторождениях, получить дополнительные нефтепродукты, электроэнергию и тепло. Предложенная принципиальная технология представляет собой

широко разветвленный многотоварный энерготехнологический комплекс, сформированный на стыке нескольких традиционных научно-технических направлений. В результате утилизации все содержащиеся в них вещества выделяются в особо ценном виде товарного продукта – жидких фракциях углеводородного сырья и альтернативного энергоносителя – сжиженного природного газа (метана). Это и создает тот дополнительный экономический эффект и соответственно тот новый технологический прорыв в переработке и утилизации, который по итоговым экономическим показателям действительно выдвигает комплекс на лидирующую роль.

ГЛАВА 2. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗА НА ВЫБРАННОМ МЕСТОРОЖДЕНИИ

2.1. Техническая характеристика сырья.

Исходным сырьем для разрабатываемого комплекса является нефтяной попутный газ (НПГ), сжигаемый на центральном пункте сбора нефти Шаболовская (с.Майское, Пестравского р-на, Самарской обл.). Принят следующий состав НПГ (табл. 2.1.)

Таблица 2.1 – Состав нефтяного попутного газа

№ п/п	Название компонента	Химическая формула	Мол. вес	% об.	% масс.
1	Вода	H ₂ O	18.02	2.292	1.485
2	Сероводород	H ₂ S	34.08	0.000	0.000
3	Углекислый газ	CO ₂	44.01	1.524	2.691
4	Азот+редкие	N ₂	28.01	1.847	2.075
5	Метан	CH ₄	16.04	68.533	44.100
6	Этан	C ₂ H ₆	30.07	6.205	7.485
7	Пропан	C ₃ H ₈	44.09	10.592	18.734
8	Изобутан	C ₄ H ₁₀ 2	58.04	1.524	3.549
9	н-бутан	C ₄ H ₁₀ 1	58.04	4.094	9.533
10	Изопентан	C ₅ H ₁₂ 2	72.05	1.153	3.333
11	н-пентан	C ₅ H ₁₂ 1	72.05	1.260	3.643
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	86.06	0.977	3.373
Итого:				100.000	100.000

Таблица 2.2 – Технологические параметры рабочего газа

№ п/п	Наименование показателя	Ед. измерения	Значение
1	Давление газовой смеси на входе, не менее	кгс/см ²	0.2
2	Температура газовой смеси на входе, не более	°С	40
3	Плотность газовой смеси при н.у. , не менее	кг/м ³	1.113
4	Механические примеси, не более	г/м ³	

2.2 Описание технологического процесса и схемы

Установка переработки нефтяного попутного газа нефтегазового месторождения состоит из следующих блоков:

- блок №1 - компрессии НПП;
- блок №2 - осушки (блок подготовки НПП);
- блок №3 - конденсации;
- блок №4 - холодильный;
- блок №5 - склад готовой продукции;
- блок №6 - из двух огневых подогревателей;
- П-101-системы регенерации адсорбента;
- П-102 – системы циркуляции теплоносителя дистилляции.

2.2.1 Блок № 1 - компрессии НПП

Неочищенный нефтяной попутный газ от существующего трубопровода на выходе из сепаратора поз. 73.3 ЦПС Мохтиковского нефтегазового месторождения с давлением от 0,4 кгс/см² и температурой до 25°С с расходом 1500 нм³/час(1669,21 кг/час) поступает в межтрубное пространство рекуператора Т-101, где охлаждается обратным потоком отработанного газа с температурой минус 30°С от сепаратора Е-301 блока №3. Отработанный газ в количестве 1197,1 нм³/час (1034,11 кг/час) пройдя трубное пространство рекуператора Т-101 с давлением 16,0 кгс/см² и температурой минус 3°С направляется в блок № 6 и используется как

топливо в огневых подогревателях П-101 и П-102 и в качестве регенерирующего газа в осушителях Е-202 и Е-203 блока №2 - осушки.

Смесь несконденсировавшегося нефтяного попутного газа и газового конденсата с температурой 6°С поступает на разделение в сепаратор Е-101. Конденсат представляющий из себя смесь тяжелых фракций С9+ и сконденсировавшуюся воду с давлением 0,4 кгс/см² и температурой 6°С с расходом 0,017065 м³/час (17,0799 кг/час) выводится в дренажную емкость Е-001 через соленоидный электроклапан, регулирующей уровень в сепараторе Е-101 в зависимости от показаний регулятора уровня [59].

Из сепаратора Е-101 несконденсированный нефтяной попутный газ с расходом 1475,2 нм³/час (1652,135 кг/час) через газовый фильтр ФГ-101 поступает на всас винтового компрессора К-101, которым сжимается с давления около 0,4 кгс/ см² до давления 16 кгс/ см² и с температурой 167°С поступает в маслоотделитель для отделения масла, смазывающего винтовую пару от сжатого газа. Далее газ для дальнейшего отделения от масла поступает в центробежно – вихревой сепаратор (СЦВ). Масло возвращается из СЦВ в маслоотделитель а газ поступает на охлаждение в воздушный холодильник Т-101.

В состав винтового компрессора К-101 входят:

– система смазочного масла, обеспечивающего смазку подшипников и работу торцевых уплотнений и состоящую из маслобака МБ, двух насосов смазочного масла МН201 и МН202, воздушного холодильника масла АТМ201, двух масляных фильтров ФМ203 и ФМ204, напорного бака БН201, схемы подачи масла на смазку подшипников и торцевых уплотнений и слива масла в маслобак МБ и систему регулирования, сигнализации и блокировки;

– система впрыска смазывающего масла на винтовую пару компрессора ВК101 служит для подачи масла непосредственно в компрессор при пуске и работе и на всас компрессора при работе, управления золотниковым регулятором для автоматического регулирования

производительности компрессора. Система состоит: из маслоотделителя МО, пускового масляного насоса МН-301, масляных фильтров ФМ303 на всасе насоса, масляных фильтров ФМ301 и ФМ302 на подаче масла на смазку винтовой пары компрессора, центробежно – вихревого сепаратора СЦВ, воздушного холодильника АТМ-301 и схем регулирования, сигнализации и блокировок.

В воздушном холодильнике Т-101 температура газа снижается до 50°С, происходит дальнейшая конденсация углеводородов тяжелых фракций и воды, которые отделяются в сепараторе Е-102 в количестве 0,00049 м³/час (0,486 кг/час) и выводится в дренажную емкость Е-001 через соленоидный электорокляпан, регулирующий уровень в сепараторе Е-102 в зависимости от показаний регулятора уровня.

После блока компрессии нефтяной попутный газ с давлением до 16,0 кгс/см² и температурой до 50°С с расходом 1474,596 нм³/час (1651,646 кг/час) поступает на блок №2 – осушки газа от влаги.

Схемой предусмотрены сброс газа на свечу перед электроприводной задвижкой на всасе компрессора К-101, подача азота на продувку на всас компрессора со сбросом на свечу или на факел с нагнетания компрессора а также линия перепуска газа с нагнетания компрессора после холодильника Т-101 в линию газа на входе в сепаратор Е-101 при пуске и остановке [28].

2.2.2 Блок №2 - осушки (блок подготовки НПГ)

В состав блока № 2 – осушки газа, входят следующие аппараты:

- адсорберы Е-202 и Е-203:
- емкость Е-204 сборник теплоносителя и циркуляционный насос Н-201.

Из сепаратора Е—102 блока №1 - нефтяной попутный газ поступает на очистку и дальнейшую осушку в один из адсорберов Е-202 или Е203 блока №2.

На выходе из адсорберов точка росы – не выше минус 60°С.

Второй абсорбер в это время находится на регенерации адсорбента - цеолита марки NaX потоком горячего газа с температурой от 5 до 350°C от огневого подогревателя П-101.

Регенерация цеолита происходит по циклической программе составляющей 24 часа.

На первом этапе в абсорбере, переключенном на регенерацию в течение 1,0 - 2,0 минут выравнивается давление с давлением регенерирующего газа и он нагревается входящим потоком газа регенерации после огневого подогревателя П-101 с температурой от 5°C до 350°C и давлением не выше 1,6 МПа (16,0 кгс/см²) с расходом 254,67 нм³/час (219,995кг/час).

При температуре на выходе регенерирующего газа 250°C по показаниям Т09-01 делается выдержка в течение 1,5 часов, при этом температура регенерирующего газа на выходе огневого подогревателя П - 101 к 6,5 часа регенерации снижается с 350°C до 170°C (со скоростью по 72°C в час).

Затем начинается процесс охлаждения абсорбера продувкой регенерирующим газом с понижением температуры на выходе из огневого подогревателя П-101 по с 200°C до 5°C в течение 5 часов 18 минут (до 11 час. 48 минут времени регенерации) до полного прекращения нагрева и снижения температуры регенерирующего газа до температуры отработанного газа от +5 до +7 °С. До конца периода охлаждения адсорбента пониженной температурой регенерирующего газа температура слоя адсорбента на выходе регенерирующего газа из осушителя по Т09-01 снижается до 60°C. После этого в 12.00 времени регенерации производится переключение отрегенированного абсорбера на режим осушки, а на другом абсорбере повторяется такой же цикл регенерации длительностью 12 часов.

Теплоноситель - раствор этиленгликоля с температурой 45°C и расходом 2,675 м³/час (2769,9 кг/час) из кубового кипятильника колонны дистилляции Д-301 поступает в блок №2 - осушки в жидкостной ресивер Е-

204, из которого центробежным насосом Н-201 подается в блок №6 - в змеевик огневого подогревателя П-102 для нагрева до температуры 60°C и подачи раствора в кипятильник колонны дистилляции Д-301.

На жидкостном ресивере Е-204 установлен прибор, показывающий и сигнализирующий понижение уровня теплоносителя в ресивере. При понижении уровня в ресивере Е-204 проводится подпитка системы теплоносителем [5].

2.2.3 Блок №3 - конденсации

Очищенный и осушенный газ с давлением 16 кгс/см². температурой 50°C и с расходом 1465,028 нм³/час (1644,431 кг/час) поступает из блока №2 на охлаждение сначала в межтрубное пространство рекуператора Т-301, в котором охлаждается до температуры 36°C потоком пропан-бутановой фракции, а затем в трубное пространство испарителя-конденсатора Т-302, где охлаждается до температуры минус 30°C кипящим в межтрубном пространстве хладагентом - (Фреоном 22) поступающим из блока №4.

Хладагент в жидком виде поступает по трубопроводу из блока №4 в межтрубное пространство конденсатора Т-302 через электроприводной клапан, регулирующий уровень в испарителе-конденсаторе Т-302 около 80% по шкале датчика – регулятора уровня. При проходе через электроприводной клапан хладагент дросселируется с давления 16,0 кгс/см² до давления 0,4 кгс/см² и его температура изменяется с 40°C до минус 34,4°C. Испарившийся хладагент из верхней части межтрубного пространства конденсатора Е-302 поступает на компремирование в блок №4 – на всас компрессоров К-401/1,2,3.

Охлажденная смесь поступает в сепаратор Е-301, где разделяется на газовую фазу в количестве 1197,1 нм³/час (1034,11 кг/час) и жидкую в количестве 1,0648 м³/час (633,442 кг/час).

Газовая часть представляющая собой отработанный газ и состоящий из смеси легких углеводородов, из сепаратора Е-301 подается в трубное

пространство рекуператора Т-101 блока №1 – компрессии НПП, в котором отдает холод поступающему на установку неочищенному нефтяному газу и нагревается до температуры минус 3°С.

Жидкие углеводороды из сепаратора Е-301 через электроприводной клапан, регулирующий уровень в сепараторе Е-301 по показаниям регулятора уровня в пределах 45 – 50% в количестве 295,5 м³/час (633,442 кг/час) подаются в межтрубное пространство рекуператора Т-303, в котором нагреваются до температуры минус 25°С и поступают в среднюю часть колонны дистиллятора Д-301. В насадочной колонне дистиллятора Д-301, заполненной кольцами Палля размером 25x25 мм, при давлении 2,0 кгс/см² происходит разделение жидких углеводородов (ШФЛУ) на две фракции.

Из кубовой части дистиллятора Д-301 фракция бензина газового стабильного (БГС) в количестве 0,279 м³/час (172,641 кг/час) с температурой 35°С и плунжерным насосом Н-301 с регулируемой производительностью с давлением 5,0 кгс/см² по показаниям регулятора уровня в нижней части дистиллятора в пределах 45 – 50 % по шкале прибора подается на охлаждение в трубное пространство рекуператора Т-303. В рекуператоре Т-303 БГС охлаждается потоком, поступающим в колонну дистиллятора

Д-301 до температуры 5°С и направляется в блок №5 – склад готовой продукции – в емкость Е-503 - хранилище БГС.

В качестве источника тепла в кубовой части колонны дистиллятора Д-301 используется поступающий в трубное пространство кубового кипятильника Д-301 теплоноситель- раствор этиленгликоля с давлением 2,0 кгс/см², температурой 60°С и расходом 2,675 м³/час (2769,9 кг/час). Теплоноситель с температурой 45°С из кипятильника Д-301 поступает в блок №2 - осушки в жидкостной ресивер Е-204, из которого насосом Н-201 подается в блок №6 - в змеевик огневого подогревателя П-102, нагревается и с температурой 60°С поступает снова в блок № 3 на кубовый кипятильник дистиллятора Д-301.

Температура в кубе колонны дистиллятора Д-301 регулируется

степенью нагрева теплоносителя в огневом подогревателе П-102 блока № 6 по показаниям регулятора температуры в нижней части дистиллятора в пределах 32 - 35°C.

По верху колонны дистиллятора Д-301 отбирается пропан-бутановая фракция и легкие углеводороды в количестве 289,25 м³/час (559,886 кг/час) с температурой 24°C и направляется в трубное пространство испарителя-конденсатора Т-304, в котором газовая фаза охлаждается до температуры минус 30°C и направляются в сепаратор Е-302. Охлаждение происходит за счет кипения в межтрубном пространстве хладагента - (Фреона 22) поступающим из блока №4 – холодильного.

Хладагент в жидком виде поступает по трубопроводу из блока №4 в межтрубное пространство испарителя-конденсатора Т-304 через электроприводной клапан, регулирующий уровень в испарителе-конденсаторе Т-304 около 80% по шкале датчика– регулятора уровня. При проходе через электроприводной клапан хладагент дросселируется с давления 16,0 кгс/см² до давления 0,17 кгс/см² и его температура изменяется с 40°C до минус 38,4°C. Испарившийся хладагент из верхней части межтрубного пространства испарителя-конденсатора Е-304 поступает на компремирование в блок №4 – на компрессоры К-402/1,2,3 [10].

Газовая фракция из сепаратора Е-302 с давлением 2,0 кгс/см². температурой минус 38°C и с расходом 69,346 м³/час (84,066 кг/час) как отдувочный газ направляется на факельную установку.

Давление верха колонны дистиллятора Д-301 регулируется электроприводным клапаном, установленном на линии отдувочного газа на выходе из сепаратора Е-302 по показаниям регулятора давления, с отбором давления на сепараторе Е-302.

Одна часть жидкой фракции (ПБА) плунжерным насосом Н-303 с регулируемой производительностью под давлением 2,1 кгс/см², с температурой минус 30°C и расходом 0,167 м³/час (99,10 кг/час) подается на верхнюю полку колонны дистиллятора Д-301 в качестве флегмы.

Другая часть фракции (ПБА) плунжерным насосом Н-302 с регулируемой производительностью с давлением 15,0 кгс/см², температурой минус 30°С и расходом 0,6325м³/час (376,728 кг/час) подается в трубную часть рекуператора Т-301, где отдает холод очищенному газу, нагревается до температуры +23°С и направляется в емкости Е-501 и Е-502 хранилище СПБТ в блок №5 - склад готовой продукции.

Уровень в сепараторе Е-302 регулируется автоматически плунжерным насосом Н-302 с регулируемой производительностью по показаниям датчика уровня в сепараторе в пределах 45 – 50 % по шкале прибора. [12]

2.2.4 Блок №4 – холодильный

Холодильный блок состоит из двух контуров:

- контур охлаждения испарителя-конденсатора Т-302;
- контур охлаждения испарителя-конденсатора Т-304.

Газообразный Фреон 22 из межтрубного пространства испарителя-конденсатора Т-302 блока №3- конденсации с давлением 0,4 кгс/см² и температурой минус 34,4°С с расходом 585,452 нм³/час (2260,0 кг/час) через фильтры поступает на всас трех поршневых компрессоров К-401/1,2,3, два из них - работающие, а третий - в резерве. После сжатия компрессорами Фреон 22 с давлением 16,0 кгс/см² и температурой до 170°С поступает на охлаждение и конденсацию в воздушный конденсатор ВТ-401.

Для охлаждения электродвигателей и головок компрессоров предусмотрена подача фреона R-22 из линии после сепаратора Е-401 в корпус электродвигателей компрессоров с последующим поступлением Фреона 22 на всас соответствующего компрессора. Для регулирования давления всаса и разгрузке при пуске компрессоров схемой предусмотрена линия перепуска с нагнетания на всас компрессоров с клапаном регулирующим с электроприводом, срабатывающим от регулятора PISL-P010, датчик которого установлен на всасе компрессоров К-401 [7].

Из воздушного конденсатора сжиженный Фреон 22 собирается в

ресивере Фреона Е-401. Из ресивера Е-401 через фильтр жидкий Фреон 22 подается в межтрубное пространство испарителя-конденсатора Е-302 блока №3 и цикл снова повторяется.

Фреон 22 из межтрубного пространства испарителя-конденсатора Т-304 блока №3 с давлением 0,17 кгс/см² и температурой минус 38,4°С с расходом 0,2257 м³/час (1185,0 кг/час) через фильтры поступает на всас трех поршневых фреоновых компрессоров К-402/1,2,3, два из них - работающие, а третий - в резерве. После сжатия компрессором Фреон 22 с давлением 16,0 кгс/см² и температурой до 170°С поступает на охлаждение и конденсацию в воздушный конденсатор ВТ-402.

Для охлаждения электродвигателей и головок компрессоров предусмотрена подача Фреона 22 из линии после сепаратора Е-402 в корпус электродвигателей компрессоров с последующим поступлением Фреона 22 на всас соответствующего компрессора. Для регулирования давления всаса и разгрузке при пуске компрессоров схемой предусмотрена линия перепуска с нагнетания на всас компрессоров с клапаном регулирующим с электроприводом, срабатывающим от регулятора, датчик которого установлен на всасе компрессоров К-402.

Из воздушного конденсатора сжиженный Фреон 22 собирается в ресивере Фреона Е-402. Из ресивера Е-402 через фильтр жидкий Фреон 22 подается в межтрубное пространство испарителя-конденсатора Е-304 блока №3 и цикл снова повторяется [4].

2.2.5 Блок №5 - склад готовой продукции

Блок №5 - склад готовой продукции предназначен для приема, хранения и отгрузки готовой продукции с установки переработки нефтяного попутного газа следующих продуктов:

- пропан–бутан автомобильный по ГОСТ 27578-87;
- бензин газовый стабильный по ТУ 39-1340-89.

От теплообменника Е-301 блока №3 в емкости Е-501 и Е-502 поступает

ПБА с давлением 15,0 кгс/см² и температурой 23°С с расходом 0,6325 м³/час (376,728 кг/час).

В эти же емкости предусмотрена возможность приема газообразного ПБА из автомобильных бойлеров в Е-501 .

Хранение ПБА в емкостях Е-501 и Е-502 производится при температуре 23°С и давлении до 16,0 кгс/см². Предусмотрены приборы контроля температуры и сигнализации уровня в емкостях, контроля давления.

Для предотвращения завышения давления на емкостях Е-501 и Е-502 установлены предохранительные клапана.

Для откачки ПБА из емкости Е-501 потребителям служит насосный агрегат [19].

Н-501, а из емкости Е-502 – насосный агрегат Н-502.

Предусмотрена взаимозаменяемость насосных агрегатов Н-501 и Н-502: возможность перекачки ПБА из емкости Е-501 насосным агрегатом Н-502 и наоборот, а также возможность перекачки ПБА из Е-501 в Е-502 и наоборот любым из этих насосов.

От теплообменника Е-303 в емкость Е-503 поступает БГС с давлением 5,0 кгс/см² и температурой 5°С с расходом 00,279 м³/час (172,641 кг/час).

Хранение БГС в емкости Е-503 производится при температуре 5°С и давлении до 5,0 кгс/см². Предусмотрены приборы контроля и сигнализации уровня в емкости, контроля давления.

Для предотвращения завышения давления на емкости Е-503 установлен предохранительный клапан [8].

2.2.6 Блок №6 - два огневых подогревателя П-101 и П-102

Блок №6 предназначен для размещения следующих огневых подогревателей:

- П-101-системы регенерации адсорбента;
- П-102 – системы циркуляции теплоносителя дистилляции.

Отработанный газ после холодильника Е-101 блока № 1 – компрессии с давлением 16,0 кгс/см² и температурой минус 3,0°С с расходом 1197,1 нм³/час (1034,11 кг/час) распределяется на два потока:

- на топливо для огневых подогревателей П-101 и П-102;
- на змеевик огневого подогревателя П-101 для регенерации силикагеля в осушителях Е-202 и Е-203.

Для регенерации адсорбента в адсорберах Е-202 и Е-203 на огневой подогреватель П-101 подается 254,67 нм³/час (219,995кг/час) отработанного газа, где он нагревается в зависимости от стадии регенерации от минус 3,0°С до 130 - 350°С, проходит через слой адсорбента, десорбирует влагу и в количестве 276,195 м³/час (237,311 кг/час) поступает на сжигание на факельной установке [6].

Нагрев отработанного газа в огневом подогревателе П-101 происходит при сгорании части отработанного газа используемого как топливо. Для этого на дистанционно управляемую горелку подогревателя подается газ в количестве 7,5 нм³/час (6,479 кг/час) с давлением 2,0 кгс/см². Температура регенерирующего газа на выходе из огневого подогревателя поддерживается регулируемой горелкой в соответствии с программой изменения температуры по циклам регенерации адсорбента в адсорберах Е-202 или Е-203.

На выходе дымовых газов огневого подогревателя установлен измеритель температуры с сигнализатором повышения температуры дымовых газов. Нагретый таким образом регенерирующий газ выходит из блока №6 и поступает в один из адсорберов Е-202 или Е-203. блока № 2.

Теплоноситель - раствор этиленгликоля с температурой 45°С и расходом 2,675 м³/час (2769,9 кг/час) из кубового кипятильника дистиллятора Д-301 поступает в блок №2 в жидкостной ресивер Е-204. Из которого насосом Н-201 подается в блок №6 – в змеевик огневого подогревателя П-102, нагревается до температуры 60°С поступает снова в блок № 3 на кубовый кипятильник дистиллятора Д-301.

Нагрев теплоносителя в огневом подогревателе П-102 происходит при сгорании части отработанного газа используемого как топливо. Для этого на дистанционно управляемую горелку подогревателя подается газ в количестве 2,5 м³/час (2,16 кг/час) с давлением 2,0 кгс/см². Температура теплоносителя на выходе из огневого подогревателя П-102 поддерживается регулируемой горелкой [5].

ГЛАВА 3. КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ АППАРАТОВ

3.1. Расчет материального баланса установки

Принципиальная технологическая схема с отображением основных материальных потоков представлена на рисунке 2.3.1.

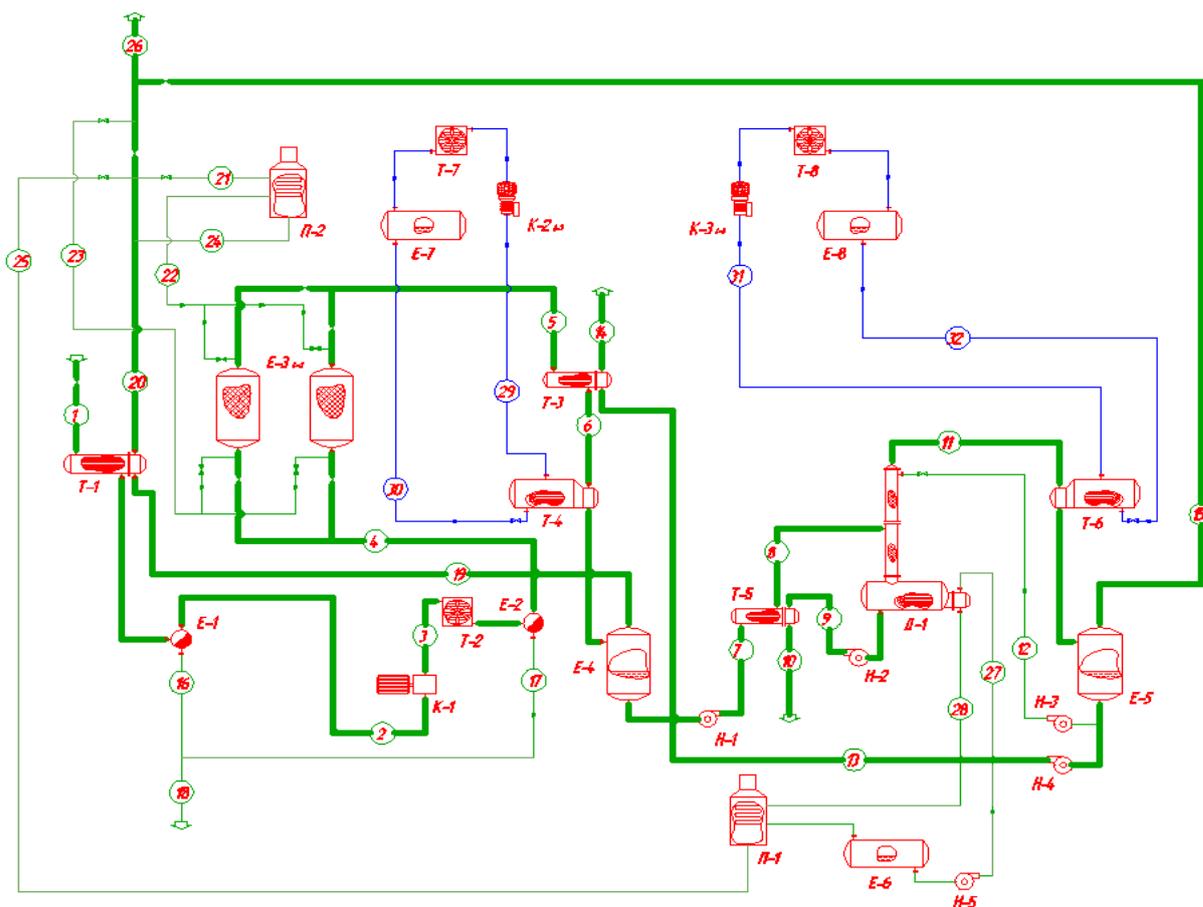


Рисунок 2.3.1 Принципиальная технологическая схема с отображением основных материальных потоков

В таблице 2.1 - 8.32 представлены расчетные материальные балансы переработки ПНГ.

Материальные балансы составлены из расчета 360 суток (8640 ч) работы установки в году. При этом летний период работы установки (с 1 апреля до 1 октября) составляет 3632 ч, зимний - 4368 ч. Остановка на капитальный ремонт предусмотрена в зимний период.

Балансы рассчитаны без учета нормативных (0,5 %) потерь сырья и готовой продукции и нормативных (3 %) теплотерь в окружающую среду.

Расчет ведется на летний период работы установки температурные условия по СНиПу на климатологию для Самарской области [25].

При расчетах использовалось программное обеспечение «Технолог» компании «Технософт». Данные по количественному и качественному составу, а также по параметрам потоков приведен в таблица ниже.

Таблица 3.1.1 Состав потока №1 нефтяного попутного газа

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм3/ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	2,292	1,485	34,373	24,780
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	1,524	2,691	22,865	44,923
4	Азот+редкие	N ₂	1,847	2,075	27,701	34,638
5	Метан	CH ₄	68,533	44,100	1027,991	736,115
6	Этан	C ₂ H ₆	6,205	7,485	93,068	124,935
7	Пропан	C ₃ H ₈	10,592	18,734	158,874	312,712
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	1,524	3,549	22,863	59,240
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	4,094	9,533	61,410	159,118
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	1,153	3,333	17,295	55,630
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	1,260	3,643	18,906	60,811
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	0,977	3,373	14,657	56,310
			100,000	100,000	1500,000	1669,211

Таблица 3.1.2 Характеристики потока №1

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	0,4
2	Температура	t	°C	25
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	1,113
4	Плотность	ρ	кг/м ³	1,3936
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	1,9012
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,027154
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	0,000010992

Таблица 3.1.3 Состав потока №5

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	1,560	2,732	22,865	44,923
4	Азот+редкие	N ₂	1,890	2,106	27,701	34,638
5	Метан	CH ₄	70,140	44,764	1027,991	736,115
6	Этан	C ₂ H ₆	6,350	7,597	93,068	124,935
7	Пропан	C ₃ H ₈	10,840	19,016	158,874	312,712
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	1,560	3,602	22,863	59,240
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	4,190	9,676	61,410	159,118
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	1,180	3,383	17,295	55,630
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	1,290	3,698	18,906	60,811
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	1,000	3,424	14,657	56,310
			100,000	100,000	1465,628	1644,431

Таблица 3.1.4 Характеристики потока №5

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	16
2	Температура	t	°C	50
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	1,122
4	Плотность	ρ	кг/м ³	16,718
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	2,0982
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,031291
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	0,000011944

Таблица 3.1.5 Состав потока №8

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	1,704	1,562	5,034	9,891
4	Азот+редкие	N ₂	0,108	0,063	0,319	0,398
5	Метан	CH ₄	13,507	4,51	39,912	28,580
6	Этан	C ₂ H ₆	8,336	5,220	24,632	33,067
7	Пропан	C ₃ H ₈	34,362	31,55	101,539	199,860
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	6,520	7,881	19,267	49,923
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	18,648	22,54	55,106	142,783
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	5,647	8,473	16,687	53,675
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	6,239	9,362	18,437	59,304
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	4,929	8,834	14,566	55,961
			100,000	100,000	295,500	633,442

Таблица 3.1.6 Состав потока №8

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	16
2	Температура	t	°C	-25
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	588,83
4	Плотность	ρ	кг/м ³	2,2011
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	0,1537
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,00015048
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	16

Таблица 3.1.7 Состав потока №10

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
4	Азот+редкие	N ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
5	Метан	CH ₄	0,000	0,00	0,000	0,000
6	Этан	C ₂ H ₆	0,000	0,000	0,000	0,000
7	Пропан	C ₃ H ₈	0,500	0,29	0,256	0,503
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	0,380	0,292	0,194	0,504
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	1,890	1,45	0,967	2,505
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	32,530	30,999	16,638	53,517
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	36,030	34,334	18,428	59,275
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	28,670	32,633	14,664	56,338
			100,000	100,000	51,147	172,641

Таблица 3.1.8 Состав потока №10

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	5
2	Температура	t	°C	5
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	648,25
4	Плотность	ρ	кг/м ³	2,1049
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	0,14163
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,00029272
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	5

Таблица 3.1.9 Состав потока №11

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	1,920	1,949	5,554	10,911
4	Азот+редкие	N ₂	0,110	0,071	0,318	0,398
5	Метан	CH ₄	13,990	5,18	40,466	28,977
6	Этан	C ₂ H ₆	9,550	6,623	27,623	37,082
7	Пропан	C ₃ H ₈	42,430	43,15	122,729	241,567
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	8,180	10,950	23,661	61,306
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	23,310	31,20	67,424	174,701
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	0,200	0,332	0,579	1,861
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	0,200	0,332	0,579	1,861
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	0,110	0,218	0,318	1,222
			100,000	100,000	289,250	559,886

Таблица 3.1.10 Характеристики потока №11

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	2
2	Температура	t	°C	24
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	1,936
4	Плотность	ρ	кг/м ³	5,4215
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	1,7259
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,018929
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	8,8975E-06

Таблица 3.1.11 Состав потока №13

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	1,222	1,109	2,127	4,179
4	Азот+редкие	N ₂	0,004	0,002	0,006	0,008
5	Метан	CH ₄	1,734	0,574	3,019	2,162
6	Этан	C ₂ H ₆	6,898	4,279	12,009	16,122
7	Пропан	C ₃ H ₈	49,127	44,687	85,530	168,349
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	10,357	12,402	18,032	46,721
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	29,991	35,912	52,213	135,289
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	0,261	0,389	0,455	1,464
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	0,262	0,390	0,456	1,467
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	0,145	0,257	0,252	0,967
			100,000	100,000	174,100	376,728

Таблица 3.1.12 Характеристики потока №13

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	15
2	Температура	t	°C	-30
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	595,58
4	Плотность	ρ	кг/м ³	2,1323
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	0,15797
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,00018849
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	15

Таблица 3.1.13 Состав потока №15

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	4,134	6,700	2,867	5,632
4	Азот+редкие	N ₂	0,447	0,461	0,310	0,388
5	Метан	CH ₄	52,846	31,22	36,646	26,241
6	Этан	C ₂ H ₆	17,958	19,888	12,453	16,717
7	Пропан	C ₃ H ₈	21,199	34,42	14,700	28,935
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	1,278	2,731	0,886	2,296
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	2,131	4,55	1,477	3,828
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	0,005	0,013	0,003	0,011
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	0,003	0,009	0,002	0,007
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	0,000	0,001	0,000	0,001
			100,000	100,000	69,346	84,056

Таблица 3.1.14 Характеристики потока №16

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	2
2	Температура	t	°C	-38
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	1,212
4	Плотность	ρ	кг/м ³	4,2348
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	1,6365
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,017968
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	8,4297E-06

Таблица 3.1.15 Состав потока №19

№	Название	Формула	% об.	% масс.	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч
1	Вода	H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Сероводород	H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Углекислый газ	CO ₂	1,523	3,465	18,237	35,830
4	Азот+редкие	N ₂	2,340	3,387	28,014	35,030
5	Метан	CH ₄	84,452	70,005	1010,975	723,930
6	Этан	C ₂ H ₆	5,847	9,086	69,993	93,960
7	Пропан	C ₃ H ₈	4,896	11,155	58,609	115,360
8	Изобутан	C ₄ H _{10_2}	0,307	0,921	3,674	9,520
9	<i>n</i> -бутан	C ₄ H _{10_1}	0,537	1,611	6,430	16,660
10	Изопентан	C ₅ H _{12_2}	0,051	0,191	0,612	1,970
11	<i>n</i> -пентан	C ₅ H _{12_1}	0,039	0,147	0,473	1,520
12	Гексаны	C ₆ H ₁₄	0,007	0,032	0,086	0,330
			100,000	100,000	1197,102	1034,110

Таблица 3.1.16 Характеристики потока №19

№	Наименование	Обознач	Ед. изм.	Значение
1	Давление	P	ати	16
2	Температура	t	°C	-30
3	Плотность при н.у.	ρ н.у.	кг/м ³	0,864
4	Плотность	ρ	кг/м ³	17,636
5	Теплоемкость изобар.	ср	кДж/кг*К	2,125
6	Теплопроводность	λ	Вт/м*К	0,026177
7	Вязкость динамич.	μ	Па*с	9,7086E-06

Из приведенных данных следует, что из входящего потока №1 расходом 1669кг/ч, используя предлагаемую технологию, можно получить 172кг/ч бензина газового стабильного, 376,7 кг/ч пропан-бутановой смеси и природного газа горючего 1118,2 кг/ч.

Для обеспечения параметров технологического процесса соответствующих рассчитанному материальному балансу необходимо рассчитать соответствующее оборудование [9].

3.2. Расчет технологического оборудования

Рассчитаем адсорбер для поглощения влаги содержащейся в газе и тонкой очистки от сернистых соединений. Сушка газа крайне важна для проведения технологического процесса в целом. Так как в основу технологию заложена низкотемпературная конденсация, сопряженная с применением низких температур. Наличие воды в газе приведет к образованию наледи и кристаллогидратов на поверхностях теплообмена оборудования, что в конечном счете спровоцирует выход из строя установки. В качестве поглотителя выберем адсорбент на основе цеолита NaX. Он обладает наилучшими характеристиками в заданных условиях. Исходные данные для расчета представлены в таблице 3.2.1 [7].

Таблица 3.2.1 Исходные данные для расчета

Наименование	Ед. изм.	Значение
Расход газообразной воды	кг/ч	7,23
Расход сероводорода	кг/ч	0
Остаточное содержание воды	кг/ч	0,12
Остаточное содержание сероводорода	кг/ч	0
Динамическая емкость по воде	кг/м ³	100
Динамическая емкость по сероводороду	кг/м ³	56
Коэффициент запаса на снижение активности, разрушение	б/р	1,3
Межрегенерационный интервал (нагрев, выдержка, охлажд.)	ч	24
Диаметр аппарата	м	1,2
Насыпная плотность поглотителя	кг/м ³	800

Для расчета абсорбера воспользуемся программой Hysys компании Aspen. Результаты расчета приведены в таблице 3.2.2.

Таблица 3.2.2- Расчетные данные

Наименование	Ед. изм.	Значение
Общее количество поглощаемой воды	кг	170,64
Общее количество поглощаемого сероводорода	кг	0
Объем поглотителя воды (для одного аппарата)	м ³	1,7064
Объем поглотителя сероводорода (для одного аппарата)	м ³	0
Суммарный объем поглотителя (для одного аппарата)	м ³	1,7064
Сум. объем погл. (для 1 аппарата) с учетом коэфф. запаса	м ³	2,21832
Высота слоя поглотителя	м	1,96242
Объем поглотителя для двух аппаратов	м ³	4,43664
Масса поглотителя для двух аппаратов	т	3,549312

Важным аппаратом для осуществления технологического режима является испаритель. Рассчитаем его при помощи программы ТЕПЛОС. Аппарат представляет собой кожухотрубчатый теплообменник.

Таблица 3.2.3 - Характеристические данные

Тип теплообменника	Конденсация смеси-испарение
Тип конструкции аппарата	Кожухотрубный
Форма кожуха	Цилиндрический
Оребрение	Без ребер
Перегородки	Без перегородок
Тип тока теплоносителей	Смешанныйток
Место горячего потока	Горячий в межтр. пр-ве
Тип расчета	проектный
Форма труб	U-образный
Ориентация аппарата к горизонтали	Горизонтальный

В трубном пространстве теплообменника кипит жидкий фреон, а в межтрубном пространстве конденсируется часть углеводородов содержащихся в нефтяном попутном газе. Состав потоков приведен в

таблице.

Таблица 3.2.4 - Состав потоков

Поток в межтрубном пространстве	% масс.	Поток в трубках	% мол.
CHClF ₂	100	CO ₂	2,73
		N ₂	2,11
		CH ₄	44,76
		C ₂ H ₆	7,6
		C ₃ H ₈	19,02
		C ₄ H ₁₀ -н	9,68
		C ₄ H ₁₀ -и	3,6
		C ₅ H ₁₂ -н	3,7
		C ₅ H ₁₂ -и	3,38
		C ₆ H ₁₄	3,42

Для расчета теплообменного аппарата необходимы следующие данные:

Таблица 3.2.5 - Технологические характеристики сред

Технологические данные	Размерность	Трубки	Межтрубное пространство
Температура потока на входе	С	36	-34,4
Температура потока на выходе	С	-30	-34,4
Температура насыщения	С	-27,3256	-45,3327
Давление потока	ата	17	1,4
Паросодержание потока на входе	б/р	0	
Паросодержание потока на выходе	б/р	1	
Расход потока	кг/час	1644,4	1964
Расход конденсата	кг/час	633,6	
Теплоемкость паровой фазы	кДж/(кг*К)	2,05437	0,58866
Теплопроводность паровой фазы	Вт/(м*К)	0,0301	0,00938
Вязкость паровой фазы	кг/(м*с)	0,000011	0,000011
Плотность паровой фазы	кг/м ³	20,53	6,21
Теплоемкость жидкой фазы	кДж/(кг*К)	2,184	1,047

Таблица 3.2.5 - Технологические характеристики сред

Теплопроводность жидкой фазы	Вт/(м*К)	0,18	0,1354
Вязкость жидкой фазы	кг/(м*с)	0,000152	0,00031
Плотность жидкой фазы	кг/м ³	591,612	1394,7
Поверхностное натяжение потока	Н/м		0,0168
Теплота конденсации/испарения	кДж/кг	381,316	229,496

Таблица 3.2.6 - Конструктивные данные теплообменного аппарата

Конструктивные данные	Размерность	Значение
Внутренний диаметр кожуха	мм	400
Наружный диаметр теплообменных труб	мм	20
Толщина теплообменных труб	мм	2
Поперечный шаг труб	мм	26
Число ходов по трубам	б/р	2
Число труб	шт	150
Длина теплообменных труб	мм	2377
Коэффициент теплопроводности труб	Вт/(м*К)	52
Коэффициент теплопередачи	Вт/(м ² *К)	281,554
Поверхность теплообмена	м ²	22,41
Коэффициент термического загрязнения в трубах	(м ² *К)/Вт	0,00015
Коэффициент загрязнения в межтр пространстве	(м ² *К)/Вт	0,00015
Шероховатость внутренней поверхности труб	мм	0,2
Шероховатость внешней поверхности труб	мм	0,2
Коэффициент линейного расширения материала труб	1/град	0,000009 6
Коэффициент линейного расширения материала кожуха	1/град	0,000012 6
Тепловые потери в окр. среду	%	3
Запас поверхности	%	20

Таблица 3.2.7- Результаты расчета

Характеристика	Размерность	Трубки	Межтр. Пр-во
Площадь проходного сечения	м ²	0,01325	0,0785
Скорость потока	м/с	1,356	0,00498
Критерий Рейнольдса	б/р	1311,02	651,069
Коэффициент теплопередачи	Вт/(м ² *К)	711	651
Гидравлическое сопротивление	кг/см ²	0,004976	1,8729
Средняя температура потока	С	3	-34,403

Таблица 3.2.8 - Результаты расчета

Характеристика	Размерность	Значение
Тепловая нагрузка на аппарат	МВт	0,1252
Температура внутр. Стенки трубы	С	-11,809
Температура наруж. Стенки трубы	С	-21,01
Средняя температура стенки труб	С	-16,4098
Температурный напор	С	23,811
Разн. температур м/у кожухом и трубами	С	17,9938
Разность удлинений кожуха и труб	мм	0,7987

Разница удлинений кожуха и корпуса не превышает 1мм. Значит, теплообменный аппарат выдержит условия эксплуатации. Соответственно принятые размеры кожуха, труба также их количества верны. Аппарат достаточно компактен и удовлетворяет требованиям предъявляемым к габаритам оборудования данной работы.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В работе разработана технология использования попутного нефтяного газа непосредственно на месторождении. Установка состоит из технологических блоков. Они могут быть выполнены в виде отдельных модулей. Технология представляет собой оптимальное решение для месторождений с неорганизованной системой сбора газа.

Произведены расчеты материального баланса, расчеты основных аппаратов технологической схемы, которые подтверждают выводы.

Внедрение разработанной технологии позволяет снизить нагрузку на негативное воздействие на окружающую среду процесса нефтедобычи, а также получить дополнительную прибыль.

Простота и универсальность заложенного оборудования является дополнительным преимуществом. Так как одно и то же оборудование может быть использовано для разных месторождений в разных климатических и технологических условиях.

Разработанный способ утилизации нефтяного попутного газа является простым и эффективным решением проблемы нерационального использования ценных природных ресурсов

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. «Роснефть» произвела первую в России опытно-промышленную партию катализаторов синтеза Фишера-Тропша/EnergyLand.info. -2014 (<http://www.energyland.info/news-show-tek-neftegaz-124379>)
 2. Estimation of Gas Flaring Volumes Using NASA MODIS Fire Detection Products. NOAA's National Geophysical Data Center (NGDC) .-annual report, February 2011. -Mode of access: <http://ngdc.noaa.gov/eog/>.
 3. Global Gas Flaring Reduction . -Mode of access: <http://web.worldbank.org/WBSITE/EXTERNAL/NEWS/0,contentMDK:21032487~menuPK:34480~pagePK:64257043~piPK:437376~theSitePK:4607,00.html>
 4. Global Gas Flaring Reduction Partnership (GGFR) , World Bank,. October 2011 Brochure. -13p. -Mode of access: http://siteresources.worldbank.org/INTGGFR/Resources/GGFR_NewBrochure%28Oct2011%29.pdf.
 5. GTL технологии приходят в Россию (http://data.investfunds.ru/stocks_comments/38173/energ_Review_070513)
- Аграфенин, С.И., Горячев, А.А., Проблемы утилизации попутного нефтяного газа в Самарской области//Нефть. Газ. Новации. -2009. -№2. -С. 72-74.
6. Аджиев, А.Ю., Пуртов, П.А., Подготовка и переработка попутного нефтяного газа в России: в 2 ч. Ч. 2/А. Ю. Аджиев., П. А. Пуртов., - Краснодар: ЭДВИ, 2014. -504 с.
 7. Александров, В., Связанные одной целью//Нефть России.-2011.-№ 1.- С. 41-46. О возможности достижения уровня утилизации нефтяного газа, равного 95 %, к 2012 г./А.Г. Гумеров [и др.]//Нефт. хоз-во. -2009. -№10.-С. 122-124.
 8. Александров, И.А., Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. -Л.: Химия, 1972. -320 с.
 9. Амелин, А. Г., Производство серной кислоты из сероводорода по

методу мокрого катализа / А. Г. Амелин., - Москва : Госхимиздат, 1960. - 173 с.

10. Андрейкина, Л.В., Состав, свойства и переработка попутных газов нефтяных месторождений западной Сибири. Автореф.... канд. техн. наук. Уфа: НИИРеактив, 2005.

11. Аристова, В.В., Альтернативные комплексные технологии переработки попутных нефтяных газов/В.В. Аристова., А.С. Дорофеев., (<http://www.gazcompany.ru/gaz-pngfull.html>)

12. Арнольд, К., Стюарт, М., Справочник по оборудованию для комплексной подготовки газа. Промысловая подготовка углеводородов/Пер. с англ. -М.: ООО "Премиум Инжиниринг", 2009. -630 с.

13. Бекиров, Т.М., Ланчаков Г.А., Технология обработки газа и конденсата -М.: Недра, 1999. -595 с.0236-3941. Вестник МГТУ им. Н.Э. Баумана., Сер. "Машиностроение". 2010

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

15. Варлачева, Т.Б., Грошев, А.Р., Крымов, С.М., Стратегический прогноз развития нефтегазового сектора России. Томск: Оптимум, 2006.

16. Воеводкин Д.А., Скрипниченко В.А., Рациональное использование вторичных ресурсов в экономике нефтегазового хозяйства/Д.А. Воеводкин//Вестник Северного (Арктического) федерального университета. - 2013. №4.-С. 83-89.

17. Газизова, О.В., Галеева, А.Р., Подготовка и перспективы внедрения в России инновационных технологий утилизации попутного нефтяного газа//Вестник Казанского технологического университета. -2012. Т15. №21. - С. 175-180.

18. Газопоршневые установки (ГПУ) <http://www.als/-energo.ru>.

19. Галиуллина, Л.И., Проблемы и перспективы комплексного и эффективного использования попутного нефтяного газа в России/Л.И.

Галиуллина//Вестник Казанского технологического университета. -2013. Т16. №22.-С. 346-348.

20. Дигуров, Н.Г., Каган, Д.Н., Королёва, Н.В., Кречетова, Г.А., Михайлова, О.А. Трехфазный синтез Фишера-Тропша. Препринт ОИВТ РАН. №8-498. М., 2009.

21. Ибрагимова, А.В., Методическое обеспечение управления эффективностью утилизации попутного нефтяного газа на нефтедобывающих предприятиях/А.В. Ибрагимова//Удмуртский государственный университет. -2015. -166 с.

22. Иванов, С.С., Тарасов, М.Ю., Требования к подготовке растворенного газа для питания газопоршневых двигателей/С.С. Иванов., М.Ю. Тарасов//Нефтяное хозяйство. -2011. -№1.-4 с.

23. Индивидуальный подход//Нефть и капитал. -2010. -№1-2.-С. 30-32.

24. Исмагилов, Ф.Р. Перспективы утилизации сероводорода на ПНЗ путем прямого гетерогенного окисления в серу/Ф.Р. Исмагилов, С.Р., Хайрулин, И.М. Добрынкин., Е.С. Байметова., А.А. Биенко., -М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1991.

25. Исмагилов, Ф.Р., Богатырев, Т.С., Исмагилова, З.Ф., Разработка нейтрализатора сероводорода меркаптанов для использования в системах транспорта и хранения углеводородов//Трубопроводный транспорт-2009: материалы V Междунар, учеб. науч.-метод. конф. -Уфа: Изд-во У ГИТУ, 2009. -С. 63-65.

26. Марков, Н., Курс на сокращение//Нефть России. -2010. -№8.-С. 60-63.

27. Менеджмент и маркетинг в электроэнергетике : учеб. пособие для вузов / А. Ф. Дьяков., [и др.] ; под ред. А. Ф. Дьякова., - 3-е изд., стер. ; гриф УМО. - Москва : Изд. дом МЭИ, 2007. - 504 с. : ил. - Библиогр.: с. 494-495. - Прил.: с. 496-499.

28. Молчанов, С.А., Шкоряпин, А.И., Новые адсорбенты для осушки и очистки природного газа/С.А. Молчанов., А.И. Шкоряпин//Газовая

промышленность. -2001. №6 -С.28-29.

29. Муродов, М. Н. Системы разработки газоконденсатных месторождений/М.Н. Муродов//Молодой ученый. -2014. -№1. -С. 102-103.

30. Николаев, В.В., Бусыгина Н.В., Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. -М.: Недра, 1998. -184 с.

Падение цен на нефть -фундаментальные и технические причины. - 2015 (<http://smart-lab.ru/blog/271766.php>)

31. Панов, Г.Е., Петрякин, А.Ф., Лысяный, Г.К., Охрана окружающей среды на предприятия нефтяной и газовой промышленности. -М.: Недра, 1986.

32. Пат. 2244226 РФ, МПКF25J 3/02 Способ переработки нефтяных газов/Аджиев А.Ю., Бойко С.И., Шеин О.Г.; заявитель и патентообладатель ОАО "НИПИГазпереработка. -№2002124744/06; заявл. 18.09.02; опуб. 10.01.2005. Бюл.№1. -3 с.

33. Патент GB № 2146751 A, MKU F25J 3/02. Separation of hydrocarbon mixtures/T.R. Tomlinson., D.R. Cummings., Заявл. 31.09.83 № 8325069 GB.

34. Патент US № 4617039, MKU F25J 3/02. Separating hydrocarbon gases/Loren L. Buck. Заявл. 19.11.84 № 673039. Опубл. 17.02.81 UA. 234 ISSN

35. Патент US № 4854955, MKU F25J 3/02. Hydrocarbon gas processing/Roy E. Campbell, John D. Wilkinson. Заявл. 17.08.88 № 194878. Опубл. 08.08.89

36. Патент US№4251249, MKU F25J 3/02. Low temperature process for separating propane and heaving hydrocarbons from a natural gas steam/Jerry G. Gulsby. Заявл.15.12.78 № 969990. Опубл. 14.10.86 UA.

37. Патент РФ № 2047061: F25J 3/02. Способ разделения газа и устройство для его осуществления/Рой Е. Кэмпбелл [US]; Джон Д., Вилкинсон [US]; ХенкМ. Хадсон [US]. Заявл. 16.05.89 № 4614265/06. Опубл. 27.02.95 РФ.

38. Попутный нефтяной газ для выработки электроэнергии на месторождении/Р.М. Разетдинов Ю.Р., Курамшин, А.М., Тахаунов, [и др.].

URL: <<http://www.turbine-diesel.ru/rus/node/630>>.

39. Пчелинцев, Д., Переработка ПНГ становится выгодной при грамотном структурировании проектов//Нефтегазовая вертикаль. -2010. - №2.-С. 54-57.

40. Пылев, В.А., Шахтный газ -моторное топливо для двигателей внутреннего сгорания/В.А. Пылев., С.А. Кравченко., А.А. Прохоренко., Е.Г. Заславский., 39. В.В. Шпаковский//Двигатели внутреннего сгорания. -2007. - №1. -С. 10-15.

41. Сайклинг-процесс//Нефтянка. -2010. (<http://neftianka.ru/sajkling-process>)

42. Салиева Р.Н., Правовое регулирование в сфере использования попутного нефтяного газа/Р.Н. Салиева//Бизнес, менеджмент и право. -2010.- №1

43. Сахабутдинов, Р.З., Гарифуллин, Р.М., Васильев, А.И., Промышленные испытания технологии очистки газа от сероводорода//Нефтепромысловое дело. -1996. -№ 6. -С. 23-24.

44. Семенова, Т.А., Очистка технологических газов/Т.А. Семенова и др. -М.: Химия, 1997. -314 с.

45. Сжижение природного газа//Энергия газа. (<http://synenergy.ru/lng>)

46. Современные жидкофазные методы сероочистки газового сырья/А.Ю. Копылов [и др.]//Изв. ВУЗов. Химия и химическая технология. - Т. 53. -Вып. 9. -С. 4-8.

47. Способ утилизации кислых газов установки аминовой очистки с получением биоцидов/Т.С. Богатырев, Л.А., Коханчиков, Ф.Р., Исмагилов, М.И. Денильханов.,//IX Конгресс нефтегазопромышленников России: материалы Междунар. науч.-практ. конф. "Нефтегазопереработка-2010". - Уфа: Изд-во ГУП ИНХП РБ, 2010. -С. 170-171.

48. Стешенко, В. Б., EDA : практика автоматизир. проектирования радиоэлектрон. устройств / В. Б. Стешенко. - Москва : Нолидж, 2002. - 766 с. : ил. - Библиогр.: с. 764-766. - Прил.: с. 662-763.

49. Субботина, Н. А., Демонстрационные опыты по неорганической химии : учеб. пособие для вузов / Н. А. Субботина., В. А. Алешин., К. О. Знаменков., под ред. Ю. Д. Третьякова. - Гриф УМО. - Москва : Академия, 2008. - 282 с. : ил. - (Высшее профессиональное образование. Естественные науки). - Библиогр.: с. 270. - Прил.: с. 242-269...

50. Тавернье, К., Схемы синтезаторов речи = Faites Parler Vos Montages : пер. с фр. / К. Тавернье. - Москва : ДМК Пресс, 2001. - 171 с. : ил. - (В помощь радиолюбителю). - Прил.: с. 165-171.

51. Технология переработки природного газа и конденсата: Справочник: В 2 ч.-М.: ООО "Недра Бизнесцентр" 2002. -Ч. 1. -517 с.

52. Турышева, А.В., Технология GTL-история перспективы развития/А.В. Турышева.//Угледородное сырье. (<http://www.mineral.ru/Analytics/worldtrend/122/176/technologii%20GTL.pdf>) установки тепловых электростанций. М.: Изд. МЭИ, 2009.

53. Чернов, И.В., Утилизация попутного нефтяного газа -инженерные решения от компании "Энергаз"//Территория нефтегаз. -2010. -Мб.-С. 86-88.

54. Шрайбер, Г., 400 новых радиоэлектронных схем = 400 Nouveaux Schemas Radiofrequences / Г. Шрайбер., - Москва : ДМК Пресс, 2001. - 367 с. : ил. - (В помощь радиолюбителю). - Предм. указ.: с. 361-367.УА.

55. Щербатюк, В., Не все то газ, что горит//Нефтегазовая вертикаль. - 2006. -№ 9-10. -С. 133-134.