



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: Саегалиева Рустама Флюровича

по теме: Реконструкция ректификационной колонны К-301 с целью снижения потребления и уменьшения выбросов при сгорании топливного газа

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.03.2016	16.03.2016		
Анализ существующей схемы переработки газового конденсата на	10.04.2016	15.04.2016		
Выбор тип тарелок	16.04.2016	19.04.2016		
Реконструкция ректификационной колонны К-301	10.05.2016	15.05.2016		
Заключение	16.05.2016	20.05.2016		

Руководитель бакалаврской работы

\_\_\_\_\_  
(подпись)

И.П. Загорская

\_\_\_\_\_  
(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

\_\_\_\_\_  
(подпись)

Р.Ф. Саегалиев

\_\_\_\_\_  
(И.О. Фамилия)

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: Саетгалиев Рустам Флюрович

1. Тема: «Реконструкция ректификационной колонны К-301 с целью снижения потребления и уменьшения выбросов при сгорании топливного газа»
2. Срок сдачи студентом законченной бакалаврской работы \_\_\_\_\_
3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе:  
Технологический регламент Установки деэтанзации конденсата
4. Содержание бакалаврской работы:
  - Анализ существующей схемы переработки конденсата на ЗПКТ
  - Реконструкция ректификационной колонны К-301

Руководитель бакалаврской работы

И.П. Загорская

\_\_\_\_\_ (подпись)

\_\_\_\_\_ (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

\_\_\_\_\_ (подпись)

Р.Ф. Саетгалиев

\_\_\_\_\_ (И.О. Фамилия)

## **АННОТАЦИЯ**

**Бакалаврскую работу выполнил:** Саетгалиев Р.Ф.

**Тема работы:** Реконструкция ректификационной колонны К-301 с целью снижения потребления и уменьшения выбросов при сгорании топливного газа

**Научный руководитель:** Загорская И.П.

**Цель бакалаврской работы** - исследование и разработка способов снижения промышленных выбросов при введении процесса деэтанзации газового конденсата с применением эколого - экономически эффективных технологических решений.

Краткие выводы по бакалаврской работе: В работе была проанализирована работа установки получения деэтанзированного конденсата завода по подготовке конденсата к транспорту, и разработано технологическое решение по совершенствованию процесса ректификации на заводе по подготовке конденсата к транспорту.

Бакалаврская работа состоит из введения, трех глав, заключения, списка использованных источников.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализирована сырьевая база предприятия. В третьей главе разработано технологическое решение по совершенствованию процесса деэтанзации.

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, 3-х разделов, заключения, списка литературы из 63 источников. Общий объем работы, без приложений 55 страниц машинописного текста, в том числе таблиц -7, рисунков – 8.

# СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР, ГАЗОКОНДЕНСАТНЫЕ МЕСТОРОЖДЕНИЯ	8
ГЛАВА 2. ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОИЗВОДСТВА, ЗАВОД ПО ПОДГОТОВКЕ КОНДЕНСАТА К ТРАНСПОРТУ	11
2.1 Характеристика технологических объектов Завода по подготовке конденсата к транспорту	16
2.2 Особенности газоконденсатных систем и газовых конденсатов	19
2.3 Групповой углеводородный состав	20
ГЛАВА 3. ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ	23
3.1 Основные виды тарельчатых колонн	27
3.2 Работа ректификационной колонны	32
3.3 Характеристика сырья и готовой продукции.	34
3.4 Установка подготовки сырья	37
3.5 Установка деэтанализации конденсата	43
3.6 Реконструкция ректификационной колонны.	48
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	

## ВВЕДЕНИЕ

Основной задачей Уренгойского ЗПКТ в системе комплекса ОАО Газпром является деэтанализация нестабильного конденсата с целью подготовки его к транспорту на Сургутский ЗСК. Вся схема и оборудование УПКТ как по деэтанализации, так и по частичной переработке, рассчитаны на нестабильный конденсат нижнемеловых (валанжинских ) залежей.

Поставка на УПКТ парафинистых нефтепродуктов – нефти и конденсата ачимовских залежей при существующей схеме в настоящее время не возможна, хотя для расширения сырьевой базы ЗПКТ и приёма парафинистого конденсата ачимовских залежей разработаны технические решения и проект комплексной реконструкции установки деэтанализации конденсата УДК Уренгойского ЗПКТ для приема парафинистого конденсата ачимовских залежей и производства стабильного конденсата. Однако при этом возникает проблема перепроизводства стабильного конденсата, для решения которой и с целью увеличения производства нефтепродуктов (прежде всего, дизтоплива ГШЗ для холодной зоны) выполнена разработка технических решений по реконструкции установки стабилизации конденсата УСК-2 с целью перевода ее в режим переработки деэтанализированного конденсата и производство нефтепродуктов. Суть этой реконструкции заключается в переводе деэтанализационной колонны 2К-301 в режим стабилизации деэтанализированного конденсата, поступающего с УДК-1, и в переводе колонны стабилизации 2К-302 в режим ректификации полученного в 2К-301 стабильного конденсата.

Целесообразность увеличения в обозримой перспективе производства дизтоплива и других нефтепродуктов на ЗПКТ обусловлена предстоящим освоением Ямала, а также ряда месторождений, расположенных в районах, прилегающих к Уренгою - для этих районов ЗПКТ может стать основным поставщиком нефтепродуктов ввиду минимальных затрат на их транспорт.

Таким образом, в ближайшей перспективе ЗПКТ кроме конденсата нижнемеловых залежей можно будет поставлять и конденсат ачимовских залежей в объёме до 3,2 млн.тонн/год.

В связи с этим в настоящее время рассматривается вопрос о реконструкции установки деэтанализации конденсата УДК-2 с целью увеличения производительности, и снижения выбросов в окружающую среду загрязняющих веществ.

Целью работы является, снижение потребления топливного газа при деэтанализации газового конденсата, а также возможность перерабатывать ачимовский газовый конденсат который содержит большое количество парафинистых углеводородов.

Для реализации вышеназванной цели необходимо решить следующие задачи:

- выполнить теоретический анализ энерго- и ресурсосберегающих способов проведения процесса;
- произвести замену массообменных устройств в ректификационной колонне К-301 ;
- произвести врезку , для подачи ачимовского конденсата на питание колонны К 301;

## **ГЛАВА 1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР. ГАЗОКОНДЕНСАТНЫЕ МЕСТОРОЖДЕНИЯ**

Автотранспорт потребляет более трети всей добываемой в мире нефтисамой ценнейшего сырья химической промышленности, поэтому возникает острая нехватка автомобильного топлива.

Привлечение газового конденсата в качестве сырья для получения моторных топлив позволит найти подход к решению этой задачи.

Несмотря на ценные качества и большие объемы добычи, газовые конденсаты до настоящего времени полностью рационально не используются. Из многих месторождений страны газоконденсат транспортируется на заводы и перерабатывается в смеси с нефтью. Этот метод ни экономически, ни экологически себя не оправдывает, потому что готовую фракцию с газоконденсатных месторождений (бензин, керосин, дизельное топливо) транспортируют на нефтеперерабатывающий завод, где смешивают с нефтью. Затем вновь разделяют, затрачивая при этом от 5 до 10 % сырья, теряя продукт на вторичное производство фракции, при наливке, перевозке в железнодорожных, речных, морских цистернах, затрачивая на транспортировку колоссальные средства и засоряя продуктами испарения окружающую среду.

Организация квалифицированной переработки газовых конденсатов может способствовать частичному обеспечению быстрорастущих потребностей страны в светлых нефтепродуктах и удовлетворит собственные нужды отдельных регионов страны в этом виде топлива.

В настоящее время больше половины открытых в СНГ газовых месторождений относятся к типу газоконденсатных с высоким конденсатным фактором.

Основное количество запасов конденсата сосредоточено в Урало-Поволжье, Западной и Восточной Сибири, Азербайджане, Средней Азии и Казахстане. Наиболее крупными месторождениями являются Оренбургское, Вуктыльское, Ямбургское, Юбилейное, Уренгойское, Астраханское, Карачаганское, Булла-море.

Газовые конденсаты отдельных месторождений различаются по фракционному и групповому углеводородному составам. Одни из них относятся к метанонафтеновому (Вуктыльское, Оренбургское), другие к нафтенометановому (Мастахское, Средневилюй-ское, Уренгойское), третьей к араматиконафтеновому основаниям (Газли, Учкыр). Вследствие различной химической природы газовых конденсатов, выделенные из них фракции, различаются по углеводородному составу.

Исследования углеводородного состава прямогонных фракций, выделенных из газовых конденсатов основных месторождений страны методом газ о жидкостной хроматографии, показали, что они являются благоприятным сырьем как для получения на их основе моторных топлив, так и для дальнейшей химической переработки. Бензиновые фракции, выделенные из конденсатов месторождений северных регионов, отличаются повышенным содержанием нафтеновых углеводородов, что обуславливает достаточно высокое значение их октановых характеристик. С учетом благоприятного состава конденсатов месторождений северных регионов можно предложить, что наиболее рациональным подходом к их переработке является применение процессов фракционирования с дальнейшим повышением октановой характеристики выделенных бензиновых фракций введением высокооктановых добавок.

Газовый конденсат - ценное сырье для нефтехимической промышленности, по ряду показателей он превосходит нефтяное, так как содержит меньше минеральных солей, воды и тяжелых (гудронных и

мазутных) фракций, а также таких нежелательных примесей, как смолистые вещества и серы.

В настоящее время стабилизация конденсата ведется двумя способами:

- 1) выветриванием и
- 2) фракционированием.

Первый способ основан на изменении равновесного состава жидкой фазы при снижении давления и повышении температуры. Однократное выветривание, как правило, не обеспечивает глубокого извлечения легких углеводородов из нестабильного конденсата. Для увеличения отбора легких компонентов применяют схемы многоступенчатого выветривания с промежуточным подогревом конденсата. При этом происходит увеличение уноса тяжелых углеводородов ( $C_5$  и выше) в газовую фазу. Этот недостаток обуславливает ограниченное применение данного способа.

При втором способе стабилизация конденсата проводится в ректификационных колоннах по одноколонной и двухколонной схемам.

Дальнейшая переработка стабильного конденсата может проводиться по двум направлениям:

- 1) химическое - в целях получения мономеров для промышленности органического синтеза (этилена, пропилена, ацетилен, дивинила, бензола и т.д.);
- 2) топливное - в целях получения автомобильных бензинов, керосина, дизельного топлива.

Иногда целесообразна комплексная переработка, учитывающая оба направления.

Для получения моторных топлив используют установки атмосферной перегонки. При этом получаемую бензиновую фракцию далее подвергают компаундированию с различными высокооктановыми добавками, для получения автобензинов. Для получения высокооктановых бензинов применяют установки риформинга.

Дизельное топливо, получаемое при разгонке конденсата целесообразно далее подвергать гидроочистке и депарафинизации, для удаления из дизельного топлива углеводородов нормального строения, которые очень сильно влияют на предельную температуру фильтруемости дизельного топлива, которая в свою очередь является фактором, определяющим температурные границы применения дизельного топлива.

## **ГЛАВА 2. ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОИЗВОДСТВА, ЗАВОД ПО ПОДГОТОВКЕ КОНДЕНСАТА К ТРАНСПОРТУ**

С 1985 года (момента ввода завода в эксплуатацию) первоначальную сырьевую базу завода по подготовке конденсата к транспорту "ЗПКТ" обеспечивали газоконденсатные промыслы исключительно Уренгойского месторождения. Нестабильный конденсат Уренгойского месторождения поступал (и поступает в настоящее время) с четырех промыслов (УКПГ-1АВ, УКПГ-2В, УКПГ-5В, УКПГ-8В) по индивидуальным межпромысловым коллекторам. Кроме этого, с 1991 года на ЗПКТ поставляется конденсат Ямбургского месторождения по отдельному конденсатопроводу Ямбург – Уренгой, запроектированному в двухниточном исполнении с учетом перспектив развития добычи конденсата на месторождениях Крайнего Севера [63].

Длина конденсатопровода около 230 км. В настоящее время полностью построена и находится в эксплуатации первая нитка конденсатопровода диаметром 325 мм, а также и отдельные участки (всего около 100 км) второй нитки диаметром 530 мм.

Добыча конденсата на Ямбурге началась в 1991 году на основном газоконденсатном промысле УКПГ-1В, затем на УКПГ-3В. В конце 2001 года на Ямбургском месторождении введен в эксплуатацию последний газоконденсатный промысел УКПГ-2В, в результате чего добыча конденсата на Ямбурге в настоящее время достигла максимального уровня.

В 2001 году введено в эксплуатацию Северо-Уренгойское месторождение (первая очередь), конденсат с которого поступает на ЗПКТ также по конденсатопроводу Ямбург – Уренгой. Точка подключения находится на 54-ом километре его трассы. В 2002 году осуществлен полный ввод всех промысловых мощностей Западного купола Северо-Уренгойского месторождения и выход на максимальный уровень добычи конденсата.

В конце 2002 года введено в эксплуатацию Юрхаровское газоконденсатное месторождение, конденсат с которого также поставляется на Уренгойское ЗПКТ по конденсатопроводу Ямбург – Уренгой (точка подключения на 36 км трассы).

В 2003 году введен в эксплуатацию Ен-Яхинское месторождение, конденсат с которого подается на Уренгойское ЗПКТ по конденсатопроводу Ямбург – Уренгой (точка подключения на 124 км).

Таким образом, в настоящее время поставка сырья на ЗПКТ осуществляется с газоконденсатных промыслов Уренгойского, Ямбургского, Северо-Уренгойского, Ен-Яхинского и Юрхаровского месторождений. Нестабильный конденсат (НК) с 4-х УКПГ Уренгойского месторождения поступает на завод по отдельным герметичным трубопроводам и перед подачей на установки смешивается в общем коллекторе. На Уренгойских промыслах НК почти не дегазируется и поэтому транспортируется в двухфазном состоянии. В общем коллекторе диаметром 720 мм происходит смешивание конденсатов, объем этой смеси не замеряется.

С Ямбургского, Северо-Уренгойского, Юрхаровского и Ен-Яхинского месторождений конденсат поступает на завод по двухниточному конденсатопроводу Ямбург – Уренгой. Перед подачей в конденсатопровод нестабильный конденсат частично дегазируется на промысловых установках, в результате чего транспорт НК по конденсатопроводу Ямбург - Уренгой осуществляется в однофазном жидком состоянии, и его количество замеряется на узле учета ЗПКТ.

Потенциальную сырьевую базу Уренгойского ЗПКТ обеспечивают газоконденсатные и газонефтеконденсатные месторождения Надым-Пур-Тазовского района Ямало-Ненецкого округа Тюменской области, расположенные в районах севернее Уренгоя и прилегающие к нему. Кроме вышеперечисленных месторождений, подача НК на ЗПКТ в перспективе возможна с Песцового, Заполярного, Самбургского, Яро-Яхинского и других месторождений.

Особое место среди месторождений Уренгойско – Самбургской зоны занимают газоконденсатные месторождения ачимовских отложений. Именно с ними связаны основные перспективы прироста добычи жидких углеводородов на месторождениях Крайнего Севера Тюменской области. Однако ачимовские конденсаты являются парафинистыми. В связи с этим в 2001 году были разработаны технические решения по реконструкции технологических линий Установки дегидратации конденсата(УДК), которые обеспечивают защиту оборудования и трубопроводов от выпадения и отложения твердых парафинов. Выполненные технико-экономические расчеты показывают весьма высокую коммерческую эффективность разработанных решений по реконструкции УДК. В настоящее время ведутся работы по проекту реконструкции.

По принадлежности все вышеперечисленные газоконденсатные месторождения можно разделить на месторождения ОАО ГАЗПРОМ и месторождения независимых недропользователей. Кроме этого, можно также выделить группу месторождений нераспределенного фонда. Разделение по принадлежности имеет большое значение для определения условий поставки жидких углеводородов с месторождений в систему транспорта и переработки жидких углеводородов ОАО ГАЗПРОМ.

В течение периода эксплуатации ЗПКТ с 1985 проводились и проводятся в настоящее время работы по совершенствованию действующей технологии. В первые годы эксплуатации преимущественно устранялись недоработки

проектных решений. В частности, реконструировалось оборудование по деэтанзации конденсата и по производству дизельного топлива, в результате чего были значительно улучшены показатели по выходу и качеству продукции.

В 1995 году на заводе реализована отдельная схема ввода НК Уренгойского и Ямбургского месторождений и распределения загрузки Установки стабилизации конденсата (УСК) и УДК, что позволило более рационально построить схему переработки конденсата для удовлетворения нужд района. По этой схеме конденсат, поступающий на ЗПКТ из конденсатопровода Ямбург – Уренгой и имеющий более высокий потенциал дизельных фракций, направляется на УСК, откуда стабильный конденсат подается на Установку получения дизельного топлива (УПДТ), а широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ) - на установку получения пропана (УПП). Остатки НК из конденсатопровода Ямбург - Уренгой конденсата в смеси с Уренгойским конденсатом распределяются по коллектору на линии УДК. За счет такого решения удалось значительно увеличить выработку дизтоплива для обеспечения нужд региона и, соответственно, сократить его дорогостоящий завоз.

Для расширения сырьевой базы ЗПКТ и приема парафинистого конденсата ачимовских залежей разработаны технические решения и проект комплексной реконструкции установки деэтанзации конденсата УДК Уренгойского ЗПКТ для приема парафинистого конденсата ачимовских залежей и производства стабильного конденсата. Однако при этом возникает проблема перепроизводства стабильного конденсата, для решения которой и с целью увеличения производства нефтепродуктов (прежде всего, дизтоплива ГШЗ для холодной зоны) выполнена разработка технических решений по реконструкции установки стабилизации конденсата УСК-2 с целью перевода ее в режим переработки деэтанзированного конденсата и производство нефтепродуктов.

В виду значительного прироста объемов добычи конденсата на месторождениях Надым-Пур-Тазовского района в настоящее время и ожидаемого ближайшем времени поставок ачимовского конденсата сырьевая база ЗПКТ будет позволяет увеличению объемов переработки конденсата за счет увеличения загрузки УДК-2 сырьем Уренгойского, Ямбургского месторождения увеличение производства нефтепродуктов на УПКТ, не повлияет негативно на баланс Сургутского ЗСК.

Общество с ограниченной ответственностью «Газпром переработка-Уренгой» реорганизовано в форме присоединения к Обществу с ограниченной ответственностью «Газпром переработка» на основании Решения ООО «Газпром переработка-Уренгой» № 92 от 18.04.2008 года. Свидетельство о государственной регистрации от 01.05.2008 г., ГРН 2088602047950.

Завод расположен в Пуровском районе Ямало-Ненецкого автономного округа в районе Крайнего Севера.

Основным назначением Завода по подготовке конденсата к транспорту является деэтанализация нестабильного газового конденсата (подготовка конденсата к транспорту) с последующей его откачкой через буллитный парк по конденсатопроводу на Сургутский ЗСК.

Кроме этого, Завод по подготовке конденсата к транспорту осуществляет:

- стабилизацию конденсата;
- производство различных товарных продуктов.

Завод был пущен в эксплуатацию в 1985 году, с началом освоения нижнемеловых залежей Уренгойского месторождения – крупнейшего из разрабатываемых ГКМ в мире. Впервые в мировой истории Отечества в экстремальных условиях Крайнего Севера и в рекордно короткие сроки вырос завод.

На заводе особое внимание уделяется качеству выпускаемой продукции. Товарная продукция предприятия, подлежащая обязательной сертификации, сертифицирована, часть продукции сертифицирована в системе добровольной сертификации. Все товарные продукты имеют санитарно – эпидемиологические заключения, паспорта безопасности.

Общая площадь ЗПКТ 60 га, среднесписочная численность работников составляет 730 человек, из них 187 ИТР и 543 рабочих.

ЗПКТ является единственным предприятием ОАО «Газпром» такого профиля в ЯНАО, обеспечивающего не только подготовку к транспорту сырья СЗСК, но и часть потребности региона в нефтепродуктах, ежегодный прирост которых, по данным ТюменьНИИГИпрогаз, составляет не менее 3%. Производство нефтепродуктов на ЗПКТ играет существенную роль в их бесперебойном обеспечении не только структурных подразделений ОАО «Газпром», но и промышленных предприятий г. Новый Уренгой и региона, что имеет особое значение в экстремальных условиях Крайнего Севера, повышая их техногенную устойчивость.

Кроме того, наличие на рынке города и ЯНАО нефтепродуктов ЗПКТ оказывает заметное влияние на стоимость товаров и услуг жизнеобеспечения населения, т.е. и потребительской корзины в целом за счет исключения затрат на их доставку.

## **2.1 Характеристика технологических объектов Завода по подготовке конденсата к транспорту**

В настоящее время в Ямало-Ненецком административном округе (ЯНАО) Тюменской области Уренгойское ЗПКТ является крупнейшим и по сути единственным нормально организованным предприятием нефтеперерабатывающего профиля. Введено в эксплуатацию в 1985 году в связи с началом освоения нижнемеловых залежей крупнейшего в мире

Уренгойского месторождения. Первоначальное название предприятия - Уренгойский завод по переработке газового конденсата (УЗПГК). В июне 1997 УЗПГК был переименован в Управление по подготовке конденсата к транспорту (ЗПКТ). Это название предприятия связано с тем, что его основной задачей является подготовка добываемого на месторождениях Крайнего Севера нестабильного газового конденсата к транспорту по конденсатопроводу Уренгой – Сургут на Сургутский завод стабилизации и переработки конденсата (ЗСК).

Проектным и фактическим сырьем Уренгойского УПКТ является нестабильный газовый конденсат (НК), поступающий с установок комплексной подготовки газа (УКПГ) Уренгойского, Ямбургского и других газоконденсатных месторождений, расположенных в районе Уренгоя и более северных районах. Первой ступенью переработки НК на ЗПКТ является его деэтанализация, цель которой преимущественно и заключается в подготовке конденсата к транспорту. Деэтанализация НК осуществляется на установках деэтанализации и стабилизации конденсата. Основной объем выработанного на УПКТ деэтанализированного конденсата (ДК) направляется по конденсатопроводу Уренгой - Сургут на Сургутский ЗСК для дальнейшей переработки. Кроме этого, на заводе производится частичная переработка деэтанализированного конденсата с получением товарных нефтепродуктов и сжиженных газов - стабильного конденсата, облегченного широкофракционного дизтоплива по ТУ 51-28, прямогонной бензиновой фракции, автобензина Нормаль-80, пропановой и пропан-бутановой фракций.

Нефтепродукты и сжиженные газы реализуются, прежде всего, для удовлетворения нужд региона. На Уренгойском ЗПКТ находятся в эксплуатации следующие объекты основного и вспомогательного производства.

Установка подготовки сырья введена в эксплуатацию в конце 2001 года. Ее назначение состоит в предварительной частичной дегазации

нестабильного конденсата и отделении от него водометанольной смеси. Газ дегазации направляется в схему сбора и компримирования газа деэтанализации УПКТ, водометанольная смесь (ВМС) поступает в общий коллектор, по которому отводится на УКПГ-2 для утилизации. Частично выветренный и обезвоженный конденсат с УПС направляется на технологические линии деэтанализации конденсата второй очереди – УДК-2.

Установка подготовки сырья состоит из пяти идентичных технологических линий, включающих три последовательно соединенных сепаратора - выветриватель (дегазатор), разделитель (для сброса ВМС, а также сброса оставшегося газа) и накопительная емкость (для отстоя и сброса оставшейся ВМС и сброса оставшегося газа). Производительность каждой линии по сырью (НК) составляет около 2.68 млн.тонн/год каждая. Суммарная производительность УПС составляет 13.4 млн.т/год. Фактически с учетом необходимости резервирования одной линии УПС может принимать 10.7 млн.тонн/год нестабильного конденсата

Установка деэтанализации конденсата (УДК). В состав завода входят две установки деэтанализации нестабильного конденсата - УДК-1 и УДК-2. Каждая содержит по четыре технологических линии. Первая очередь - УДК-1 находится в эксплуатации с 1985 года, УДК-2 введена в конце 2001 года. Основное оборудование деэтанализации на линиях УДК-1 и УДК-2 аналогичное, однако их технологические схемы несколько отличаются. Поскольку УДК-1 с момента ввода завода в эксплуатацию обеспечивала не только деэтанализацию, но и предварительную подготовку сырья (в отсутствие УПС), в схему ее технологических линий включены входные сепараторы, выполняющие функцию дегазаторов – дегидраторов. В схеме линий УДК-2 входных сепараторов нет. Деэтанализация конденсата на всех линиях как УДК-1, так и УДК-2, производится по одноколонной схеме в отпарных ректификационных колонных с использованием в качестве орошения потока холодного сырья.

Проектная производительность одной линии УДК-1 по нестабильному конденсату составляет 1.54 млн.т/год, при этом производительность собственно колонны деэтанализации – 1.3 млн.тонн/год (по предварительно подготовленному выветренному и отделенному от ВМС конденсату). Производительность линий УДК-2 также составляет 1.3 млн.тонн/год по выветренному и отделенному от ВМС конденсату. Таким образом, суммарная производительность колонн деэтанализации четырех линий УДК-1 и четырех линий УДК-2 составляет по 5.2 млн.тонн/год, общая производительность восьми линий - 10.4 млн.т/год. Основным продуктом установок УДК1 и УДК-2 является деэтанализированный конденсат (ДК), направляемый в товарный парк ДК для последующей отгрузки на Сургутский ЗСК по конденсатопроводу Уренгой – Сургут с целью дальнейшей глубокой переработки. Побочным продуктом является газ деэтанализации, который в настоящее время дожимается до 40 кгс/см<sup>2</sup> на входящей в состав завода компрессорной станции газа деэтанализации и подается на расположенную вблизи завода установку подготовки сеноманского газа УКПГ-2 Уренгойского месторождения для осушки, дополнительного компримирования (на ДКС) и поставки в систему магистрального транспорта совместно с газом сеноманских залежей. В перспективе газ деэтанализации предполагается подавать в качестве сырья на Ново-Уренгойский газохимический комплекс, который в настоящее время находится в стадии строительства.

## **2.2 Особенности газоконденсатных систем и газовых конденсатов**

Насыщенные газоконденсатные пластовые системы образуются, если в процессах формирования залежей имеются источники снабжения газовой фазы высококипящими углеводородами. Как правило, такие залежи подстилаются нефтяными оторочками (Оренбургское, Южно-Ямбургское) или

вблизи них располагаются нефтяные залежи или месторождения (Ямбургское, Арктическое).

В "пережатых" пластовых системах даже при высоком содержании углеводородов  $C_5+$  в пластовых газах (Камышалджа, Котур-Тепе) давление начала конденсации всегда ниже пластового.

Фракционный состав конденсатов разнообразен. Есть конденсаты, состоящие полностью или почти полностью из бензиновых фракций (Оренбургское, Филиповская залежь); содержащие, наряду с бензиновыми, фракции дизельного топлива (Уренгойское, Заполярное); содержащие мазут ( $>350^\circ\text{C}$  Вуктыльское, Русский Хутор); содержащие масляные фракции ( $>400^\circ\text{C}$ , Русский Хутор). Исследование истинных точек кипения показало, что конденсат выкипает при температуре  $480-494^\circ\text{C}$  и при этом остаток составляет 1%.

Безусловно масляные фракции в незначительных количествах присутствуют и в конденсатах Вуктышского и других месторождений, в которых пластовые давления выше  $35,0-40,0$  МПа. Большое содержание этой фракции ( $>400^\circ\text{C}$ ) в конденсате месторождения.

Русский Хутор обусловлено не только высоким пластовым давлением ( $34,5$  МПа), но и высокой пластовой температурой ( $137^\circ\text{C}$ ) и богатым источником высококипящих углеводородов (нефтяная оторочка легкой нефти)

Из рассмотренных фракционных составов конденсатов видно, что характеристика их по залежам одного и того же месторождения различна. Так, конденсат, полученный из залежи пласта ТП Харасавэйского месторождения, полностью состоит из бензиновых фракций (90% выкипает при температуре  $181^\circ\text{C}$ , конец кипения  $205^\circ\text{C}$ ), а конденсат из залежи ТП<sub>21</sub>. Из этого же пласта наряду с бензиновыми содержит фракции дизельного топлива и даже мазут (90% выкипает при температуре  $335^\circ\text{C}$ , конец кипения - выше  $360^\circ\text{C}$ ).

Разница в пластовых давлениях рассмотренных залежей составляет 15,6 МПа, а температур - 47°C.

В конденсатах процент отгона отдельных десятиградусных фракций по мере повышения их температуры кипения значительно увеличивается, достигая максимума при 80-130°C. Затем значение его с начало резко, а затем все медленнее уменьшается. Несмотря на то, что основная часть конденсата перегоняется при температуре до 200°C, температура конца кипения их может превышать это значение на 50°C и более. Кроме того, имеется остаток с широким фракционным составом.

На примере месторождения Русский Хутор, большое влияние на фракционный состав оказывает пластовое давление. Исследования по растворимости в сжатых газах высокомолекулярной части фракции  $C_5H_{n+}$ ,

### **2.3 Групповой углеводородный состав**

Групповой углеводородный состав конденсата позволяет решать вопрос о направлении его переработки с целью получения моторных топлив и сырья для химической промышленности.

Углеводородный состав конденсата обычно представляется по отдельным фракциям, на основе которых рассчитывается состав всей бензиновой фракции (60-120°C). В таб.1 приведены углеводородные составы конденсатов, полученных из пластовых газов некоторых месторождений.

Таблица 1 Углеводородный состав конденсатов месторождений

Месторождение	Начальные		Фракционный состав						
	пластовые		Н.К. <sup>0</sup> С	10%	50%	90%	К.К. <sup>0</sup> С	От-гон	Оста-ток
	Т, <sup>0</sup> С	Р, МПа							
Оренбургское	20,6	30	33	45	91	20	24	94	0,3
Вуктыльское	37	59	31	55	13	30	3	95	0,5
Уренгойское, БУ <sub>12</sub>	23,5	65	42	80	13	24	28	96	0,5
Уренгойское, БУ <sub>10-11</sub>	28,7	84	42	83	13	28	30	96	2,5
Уренгойское, БУ <sub>14</sub>	30,1	86	48	77	14	30	32	92	2
Заполярье, БТ <sub>10</sub>	31	84	47	87	14	30	31	95	1
Ямбургское, БУ <sub>9</sub>	32,1	79	60	10	17	29	32	91	2
Харасовейское, ТП <sub>1-5</sub>	15,5	37	90	11	13	18	20	99	0,5
Харасовейское, ТП <sub>22-23</sub>	31,1	83	52	79	16	33	3	98	1
Оренбургское	13,9	26	35	52	89	17	20	95	2

Таблица 2 Массовая доля углеводородов месторождений

Месторождение, пласт	Массовая доля углеводородов, %		
	ароматических	нафтеновых	метановых
Русский Хутор	20	26	54
Харасавэйское, ТП	1,5	48,5	50
Уренгойское, БУ	11	30	59
Оренбургское	10	20	70
Харасавэйское, НП <sub>2</sub>	16	25	59
Уренгойское, БУ	8	35	57
Усть-часельское	10	84	6

В таблице 2 видим, что составы конденсатов разнообразны и отличаются от светлых фракций нефтей. Наблюдаются следующие отличительные признаки группового состава конденсата от нефтей. В среднем в конденсатах содержание ароматических углеводородов в бензиновых фракциях значительно выше, чем в нефтях. В конденсатах также часто в отличие от нефтей содержится большое количество одновременно нафтенов и ароматических углеводородов. Чем больше метановых углеводородов, тем меньше ароматических, что также отличается от нефтей. При всем многообразии группового углеводородного состава конденсатов при рассмотрении последних по разрезу многопластовых месторождений, как

правило, отмечается определённая направленность их изменения с глубиной залежей. Обычно, конденсаты нижних залежей одного и того же месторождения сравнительно с верхними более обогащены ароматическими углеводородами. Конденсаты верхних залежей при этом содержат высокий процент нафтеновых углеводородов.

### **ГЛАВА 3. ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ РЕКОНСТРУКЦИЯ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛЛОНЫ К-301**

Процесс ректификации предназначен для разделения жидких смесей на практически чистые компоненты или фракции, различающиеся температурой кипения [1].

Различают смеси из двух компонентов (бинарные), многокомпонентные и сложные (непрерывные). К сложным смесям относятся нефть и её фракции. Физическая сущность процесса ректификации заключается в двустороннем массо- и теплообмене между неравновесными потоками пара и жидкости при высокой турбулизации поверхности контактирующих фаз. В результате массообмена пар обогащается низкокипящим, а жидкость- высококипящим компонентами. При определенном числе контактов можно получить пары, состоящие в основном из низкокипящих, а жидкость - из высококипящих компонентов [44].

На практике ректификация, как и всякий диффузионный процесс, осуществляется в противотоке пара и жидкости, что обеспечивает различие температур и неравновесность составов встречных потоков. Жидкое орошение при ректификации паров создаётся путем конденсации части парового потока в верхней части колонны, а паровое орошение при ректификации жидкости – путем испарения части жидкости в нижней части колонны.

Процесс ректификации осуществляется в аппаратах, технологическая схема которых зависит от назначения аппарата и давления в нём, а конструкция - от способа организации контакта фаз. Наиболее простое конструктивное оформление ректификационных аппаратов применяется при движении жидкости от одной ступени контакта к другой под действием силы тяжести. В этом случае контактные устройства (тарелки) располагаются одно под другим, и разделительный аппарат выполняется в виде вертикальной колонны.

При ступенчатом осуществлении процесса ректификации в колонных аппаратах контакт пара и жидкости может происходить в противотоке

(например, на тарелках провального типа), в перекрестном токе (например, на колпачковых тарелках) и в прямотоке (например, на струйных тарелках).

Если процесс ректификации осуществляется непрерывно во всем объеме колонного аппарата, то контакт пара и жидкости при движении обеих фаз может происходить только в противотоке.

К современным ректификационным аппаратам предъявляются следующие требования: высокая разделяющая способность и производительность, достаточная надежность и гибкость в работе, низкие эксплуатационные расходы, небольшой вес и, наконец, простота и технологичность конструкции. Последние требования не менее важны, чем первые, поскольку они не только определяют капитальные затраты, но и в значительной мере влияют на величину эксплуатационных расходов, обеспечивают легкость и удобство изготовления аппарата, монтажа и демонтажа, ремонта, контроля, испытания, а также безопасность эксплуатации и пр.

Проектирование, изготовление и поставка колонной аппаратуры должно отвечать требованиям стандарта

Ректификационные колонны классифицируются по:

- технологическому назначению (стабилизационные, отпарные, укрепляющие и т.д.);
- давлению (атмосферные, вакуумные, работающие под избыточным давлением);
- способу осуществления контакта между паром и жидкостью (тарельчатые, насадочные, роторные и т.д.);
- числу продуктов получаемых при разделении исходного сырья (простые, если число продуктов разделения равно двум, и сложные, если число продуктов превышает два).

В том случае, когда в ректификационной колонне необходимо иметь большое число тарелок ее изготавливают разрезной, т.е. состоящей из двух частей. Та часть ректификационной колонны, которая оборудована

кипятильником, называется исчерпывающей, а та, которая оборудована конденсатором-холодильником, рефлюксной емкостью и насосом для подачи орошения называется укрепляющей.

Эффективное разделение исходной смеси путем ректификации можно достичь при условии, что на верху колонны стабильно будет генерироваться флегма, которая должна постоянно стекать с вышележащей тарелки на нижележащую тарелку, а в колонне будет стабильно генерироваться пар, который постоянно должен подниматься с нижележащей на вышележащую тарелку. Для достижения заданного разделения исходной смеси в ректификационной колонне необходимо контролировать и регулировать следующие параметры:

- температуру и количество подаваемого сырья;
- давление на верху колонны или емкости орошения;
- перепад давления по высоте колонны;
- температуру верха и куба колонны;
- количество подаваемого наверх колонны орошения;
- уровень жидкого продукта в кубе колонны и емкости орошения

Обвязка верхней части колонны трубопроводами, запорной арматурой, контрольно-измерительными приборами и средствами автоматизации будет зависеть от условий конденсации паров, уходящих с верха ректификационной колонны.

Регулирование рабочего давления ректификационной колонны. При условии полной конденсации паров, уходящих с верха ректификационной колонны, в заводской практике реализованы следующие схемы регулирования давления на верху колонны:

- путем установки регулирующего клапана на шлемовой трубе;
- путем регулирования числа оборотов электродвигателя вентилятора, аппарата воздушного охлаждения. Регулировать давление на верху ректификационной колонны или температуру жидкости в рефлюксной

емкости можно также изменением угла поворота лопастей вентилятора аппараты воздушного охлаждения путем регулирования расхода оборотной воды в кожухотрубчатом конденсаторе-холодильнике .

При неполной конденсации паров, уходящих с верха колонны, давление на верху колонны или в рефлюксной емкости регулируют сбросом не сконденсировавшихся паров из емкости орошения в топливную сеть или факельную линию завода .

Регулирование температурного режима ректификационной колонны. Температуры верха и низа колонны регулируются с целью обеспечения качества продуктов разделения, т.е. качества дистиллята и кубового остатка. Для обеспечения качества дистиллята в заводской практике широко используются следующие два варианта регулирования температурного режима ректификационной колонны.

Если подача теплоносителя в кипятильник Т регулируется в зависимости от температуры низа колонны, то при обвязке верхней части колонны предусматривается стабилизация подачи орошения .

Если в куб колонны подается постоянное количество тепла (регулируется постоянный расход теплоносителя), то температура верха колонны регулируется постоянством расхода орошения с коррекцией от температуры верха колонны . Теплоносителем в этих случаях чаще всего используют водяной пар.

Преимущества рибойлеров:

- высокий коэффициент испарения (0,8);
- рибойлер выполняет роль одной теоретической ступени контакта;
- могут применяться загрязненные теплоносители, имеющие высокое (>1,6 МПа) давление.

Недостатки рибойлеров:

- высокая стоимость;
- громоздкость.

Преимущества термосифонных испарителей:

- низкая стоимость;
- простота устройства и обвязки.

Недостатки термосифонных испарителей:

- низкий коэффициент испарения (0,3);
- необходимо тщательно рассчитывать гидравлическое сопротивление системы куб колонны - термосифонный испаритель;
- сложность эксплуатации.

Если температура куба колонны выше  $180^{\circ}\text{C}$ , то тепло в куб колонны необходимо подводить через огневой подогреватель - рибойлерную печь. Регулирование уровней в рефлюксной емкости и кубе ректификационной колонны. Регулирование уровней в рефлюксной емкости и кубе колонны и обвязка этих аппаратов трубопроводами и запорной арматурой зависит от того, куда откачивается дистиллят и кубовый остаток.

Если дистиллят из емкости орошения и кубовый остаток колонны откачиваются в резервуары или промежуточные емкости, то регулирование уровней осуществляется изменением количества откачиваемого продукта.

В тех случаях, когда дистиллят из емкости орошения и кубовый остаток колонны подаются непосредственно в процесс (печь, реактор, колонну и т.д.), используется схема постоянства подачи продукта в процесс с коррекцией от уровня жидкости в аппарате.

### **3.1 Основные виды тарельчатых колонн**

Устройство ректификационной колонны обусловлено тем, что процесс ректификации осуществляется путем многократного ступенчатого контактирования паровой и жидкой фаз.

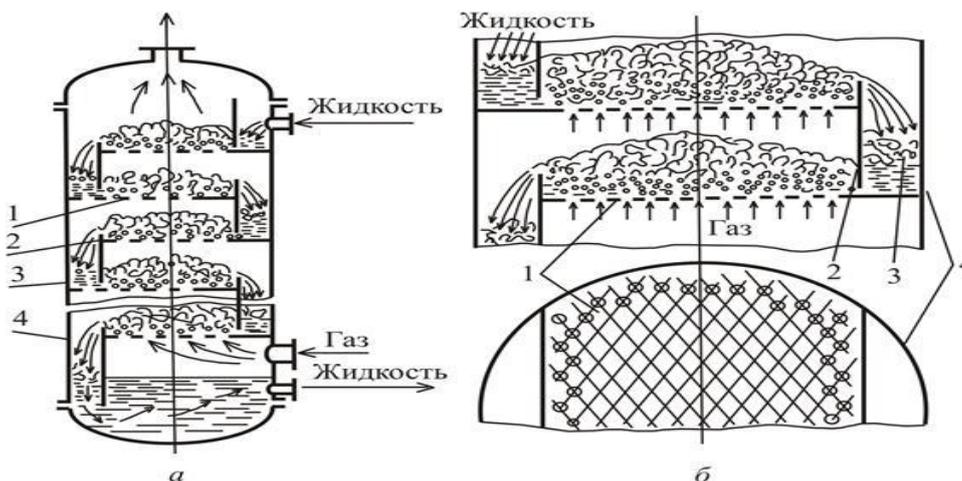
Для этой цели она снабжена тарелками на которых происходит массообмен, если не считать незначительного массообмена в свободном объеме колонны. Известно множество различных тарелок отличающихся

конструктивным оформлением. [2]

1) Колонна с ситчатыми тарелками (рис.1). К их числу относятся колонны снабженные тарелками с отверстиями диаметром 3-12 мм и расстоянием между отверстиями в 3,5-4 раза больше их диаметра. Слой жидкости высотой 25-30 мм удерживается на тарелках восходящим потоком паров, которые проходят через отверстия и барботируют через слой жидкости. Избыток флегмы стекает вниз по сливным стаканам.

Если сливные стаканы отсутствуют, то жидкость перетекает на нижележащую тарелку через те же отверстия, по которым проходят пары. Площадь сечения всех отверстий (степень перфорации) иногда достигает 40% процентов от площади тарелки.

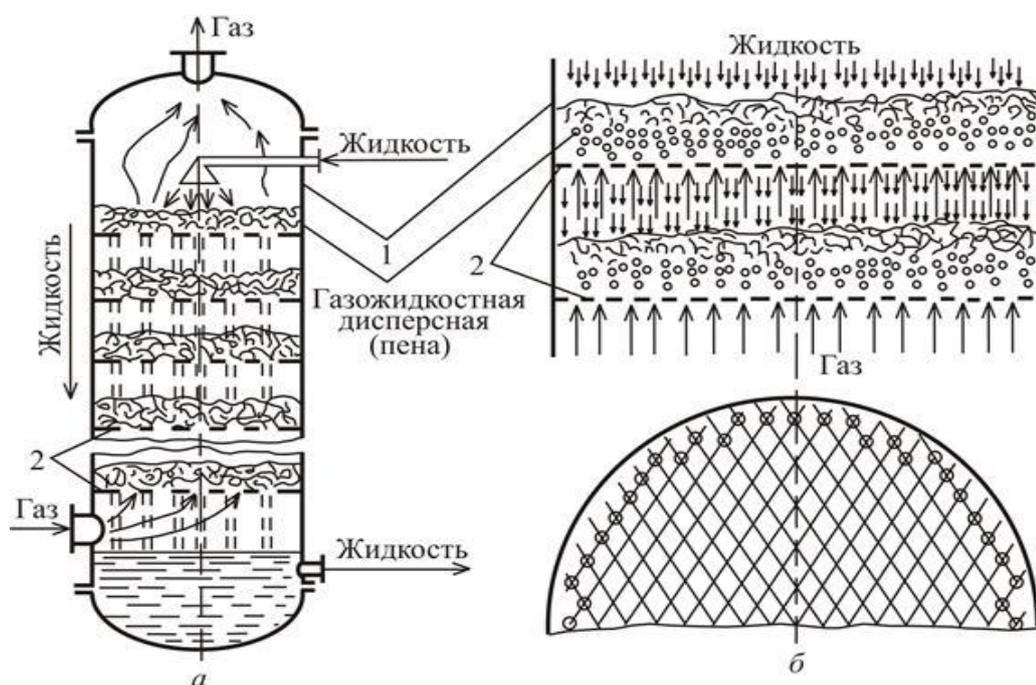
Недостатком ситчатых колонн является высокое гидравлическое сопротивление и возможное закупоривание отверстий сетки продуктами коррозии. Помимо этого, ситчатые тарелки особо чувствительны к колебаниям режима в колонне. При оптимальном режиме тарелки работают эффективно



а – колонна с тарелками; в – ситчатая тарелка; 1 – тарелки; 2 – переточные перегородки или трубы с порогами; 3 – гидравлические затворы; 4 – корпус колонны

Рисунок 1. Устройство колонны с ситчатыми переточными тарелками:

2) Колонна с решетчатыми тарелками провального типа(рис.2). Эти тарелки являются разновидностью ситчатых, в них нет сливных устройств. Секция тарелки представляет собой стальной лист со щелями прямоугольной или иной формы . Барботаж паровой фазы через жидкость осуществляется по всему сечению колонны. Пары и жидкости в противотоке проходят через одни и те же щели в тарелках Решетчатые тарелки так же чувствительны к изменению технологического режима. Поэтому их применяют в колоннах с устойчивым технологическим режимом и с большой нагрузкой по жидкой фазе.



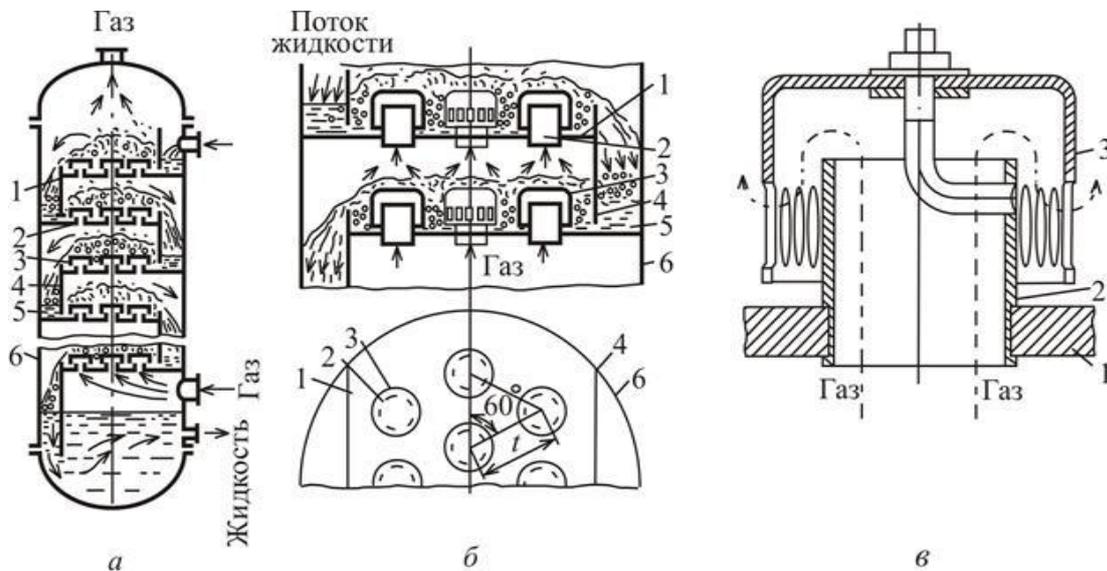
с провальными тарелками; б – решетчатые провальные тарелки (1 – колонна; 2 – тарелки)

Рисунок 2. Устройство колонны и провальных тарелок: а – колонна

3) Колонны с колпачковыми тарелками(рис.3). Такая тарелка представляет собой перфорированную пластину с патрубками и

прикрывающими их колпачками со щелями. По патрубкам, кольцевому пространству и через щели пары вводятся через слой жидкости на тарелке.

Постоянство уровня жидкости обеспечивается подпорными перегородками. Избыток флегмы по сливным стаканам перетекает на нижележащую тарелку. Для нормальной работы необходим хороший массообмен между паровыми и жидкими потоками и надлежащий температурный режим. Первое условие обеспечивается конструкцией тарелок, второе отводом тепла наверху колонны или по высоте, конденсацией части паров и образованием потока орошения (флегмы). Восходящий поток паров обеспечивается частичным испарением исходного сырья, а также жидкой фазы внизу колонны.



колпачками: *a* – колонна с тарелками; *б* – две соседние тарелки; *в* – капсульный колпачок; *д* – колпачковые тарелки KOCH-GLITSCH LP; 1 – тарелки; 2 – газовые (паровые патрубки); 3 – круглые колпачки; 4 – переточные перегородки (или трубы) с порогами; 5 – гидравлические затворы; 6 – корпус колонны

Рисунок 3. Устройство колонны и колпачковых тарелок с капсульными

Необходимо также, чтобы жидкость стекающая с вышележащей тарелки, не находилась в равновесии с восходящим потоком паров, поднимающихся с нижележащей тарелки. Тогда, контактируя с жидкостью, имеющую более низкую температуру, пары охладятся и частично сконденсируются, образуя конденсат, более богатый чем пары, высококипящими компонентами. В результате паровая фаза обогатится низкокипящими компонентами, а жидкая фаза – высококипящими.

4) Колонны с каскадными тарелками (рис.4). Эти тарелки представляют собой ступенчатую систему изогнутых S-образных желобов с вертикальными перегородками-решетками. По этим желобам стекает жидкость, создавая несколько каскадов. На каждом желобе стекающую жидкость подхватывает струя паров, поступающих с нижележащей тарелки, образуя пенообразную массу, которая, ударяясь о вертикальные перегородки, сепарируется и перетекает в очередной желоб, где процесс повторяется. Пройдя последний каскад жидкость через сливной стакан 3 перетекает на нижележащую тарелку. Вертикальные решетчатые перегородки наверху загнуты, что улучшает сепарацию капелек жидкости. Каскадные тарелки применяют в колоннах диаметром 1,2-3 м для извлечения этана и других легких углеводородов из природного газа. Они обеспечивают удельную производительность на 30-50% большую, чем колпачковые, их легко монтировать и демонтировать.

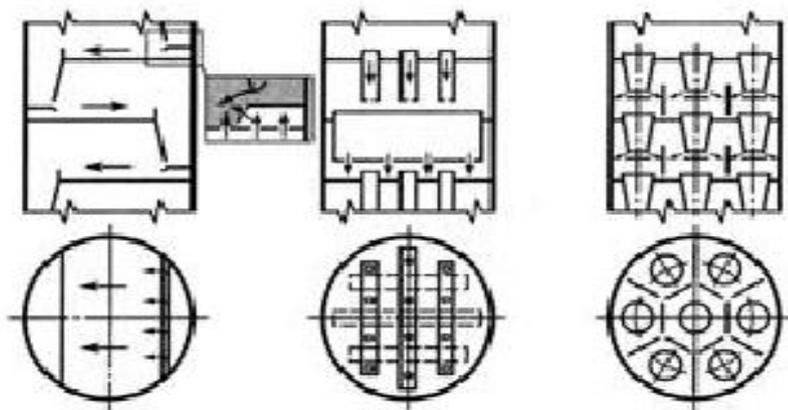


Рисунок 4. Колонна с каскадными тарелками

Работа тарелки нарушается если:

- недостаточное количество паров, в этом случае происходит провал флегмы на тарелке;
- недостаточное количество флегмы, в этом случае происходит срыв уровня на тарелке, Т.е. прорыв паров на тарелке.

Из этого можно сделать вывод, что процесс ректификации - это процесс многократного испарения и конденсации на тарелках по всей высоте колонны.

Необходимым условием нормального процесса ректификации является наличие необходимого количества восходящего потока паров и необходимого количества нисходящего потока флегмы.

Для переработке нестабильного конденсата с Ачимовских месторождений нам необходимо заменить клапанно-ситчатые тарелки на тарелки клапанного типа KOCH-GLITSCH LP. Ситчатые тарелки не позволяют перерабатывать высоко парофинистые конденсаты.

### 3.2 Работа ректификационной колонны

На определенном уровне в колонну подается сырье в виде пара, жидкости или парожидкостной смеси. Эта зона называется эвапорационной.

Выше ввода сырья находится концентрационная зона колонны, а ниже - отгонная зона. В эвапарационной зоне колонны происходит однократное испарение нагретого в печи или в испарителях сырья. С верха концентрационной части колонны получают продукт необходимой чистоты - ректификат, а с низа отгонной части - остаток. Чтобы создать в колонне паровой поток, часть отходящего из нее остатка нагревается в печах или в теплообменниках и возвращается в низ колонны в качестве "горячей струи".

Для работы ректификационной колонны, как говорилось выше, необходимо, чтобы с тарелки на тарелку непрерывно стекала орошающая жидкость - флегма. Она образуется за счет возвращения в колонну части верхнего продукта, называемого орошением. При помощи подаваемого на верх колонны холодного или острого орошения регулируется температура верха колонны. Тем самым определяется качество дистиллята по температуре конца кипения, по содержанию в нем высококипящих компонентов.

Ректификационные тарелки предназначены для создания тесного контакта между парами и жидкостью в процессе ректификации. Применяют в основном ситчатые, желобчатые, колпачковые, S-образные, клапанные и другие виды тарелок. Конструкция тарелок, помимо тесного контакта между паром и жидкостью, должна обеспечивать достаточную производительность колонны, иметь низкое гидравлическое сопротивление потоку пара. Большое значение имеет металлоемкость конструкций, легкость сборки и чистки.

В практических условиях теплообмена между парами и жидкостью на тарелке не достигается состояние равновесия, поэтому введено понятие коэффициента полезного действия тарелки (к.п.д.). Он зависит от конструкции и условий эксплуатации и обычно колеблется в пределах 0.4-0.8.

Четкость ректификации зависит от числа тарелок в колонне и количества орошения. Большое значение имеет скорость движения паров в колонне и расстояние между тарелками. Увеличение производительности

установки при сырье одного и того же состава и увеличение тем самым скорости движения паров выше допустимой ухудшает ректификацию (а следовательно, и качество получаемой продукции), так как пары увлекают с собой капельки флегмы, которая попадает на вышележащую тарелку. Скорость паров по высоте колонны неодинакова, в связи с этим в зонах высоких скоростей между тарелками могут устанавливаться отбойные элементы.

Основными параметрами при эксплуатации колонных аппаратов являются температурный режим, давление, расход потоков.

Температура верха ректификационной колонны определяет качество ректификата и автоматически поддерживается подачей верхнего (острого орошения). Температура низа определяет полноту отпаривания от легкокипящих фракций и поддерживается за счет подвода тепла из трубчатой печи или внешнего подогревателя - кипятильника и др.

Подачу орошения в верхнюю часть колонны изменяют плавно, чтобы не вызвать переполнения тарелок флегмой или, наоборот, снижения уровня жидкости на них ("оголение" тарелок). При недостаточной подаче орошения повышается температура верха колонны, значительно повышается температура конца кипения ректификата. При избытке орошения температура верха колонны снижается, температура конца кипения ректификата уменьшается, его высококипящие компоненты переходят в остаток. Увеличение количества орошения при соответствующем подъеме температуры низа колонны улучшает четкость ректификации [17].

К выбору и регулированию давления в колонном аппарате следует подходить особенно тщательно. Повышенное давление позволяет конденсировать пары при более высоких температурах, нежели при атмосферном давлении.

Давление в колонне зависит от температурного режима, количества и состава сырья, от технологического оформления процесса.

### 3.3 Характеристика сырья и готовой продукции.

Сырьем установки стабилизации конденсата является нестабильный газовый конденсат, поступающий с установок низкотемпературной сепарации газа УКПГ-1АВ, УКПГ-2В, УКПГ-5В, УКПГ-8В Уренгойского, УКПГ-11В Ен-Яхинского, установок подготовки газа Ямбургского газоконденсатных месторождений, а также НК поступающий с других газоконденсатных месторождений Надым-Пур-Тазовского района ЯНАО Тюменской области.

Технические требования на конденсат газовый нестабильный представлены в таблице 3. [59]

Таблица 3. Технические требования на конденсат газовый нестабильный

№	Наименование параметров	Норма	
		УГПУ	ЯГД
1.	Массовая доля компонентов С1 - С2, % не более:		
	- Т нтс °С до минус 20	15	15
	- Т нтс °С ниже минус 20	20	20
2.	Объемное содержание свободной метанольной воды в стабильной части, % не более	0,1	0,1
3.	Массовая доля механических примесей в стабильной части, % не более	0,05	0,1
4.	Массовая концентрация хлористых солей в стабильной части, мг/дм <sup>3</sup> не более	10	10
5.	Плотность при 20 °С, г/см <sup>3</sup>	Не нормируется, определяется обязательно	Не нормируется, определяется обязательно

Таблица 4. Технические требования на деэтанализованный конденсат

№	Наименование показателей	Норма
1.	Массовая доля C1 - C2, %, не более	0,8
2.	Массовая доля C3 - C4, %, масс	не нормируется, определяется обязательно
3.	Массовая доля воды, %, не более	0,1
4.	Массовая доля мех. примесей, %, не более	0,05
5.	Масса хлористых солей, мг/дм <sup>3</sup> , не более	100
6.	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	не нормируется, определяется обязательно

В таблице 4 представлены технические требования на деэтанализированный конденсат [58]. Деэтанализированный конденсат не должен содержать более 0,8% метаново-этановой фракции так как транспортировка конденсата производится на Сургутский завод ЗСК по конденсатопроводу, при большем содержании метана не исключена возможность образования кристаллогидратных пробок, в следствии чего есть вероятность порыва конденсатопровода, а это колоссальный ущерб для окружающей среды.

Таблица 5. Технические требования на газ деэтанализации.

№	Наименование показателей	Норма
1.	Сумма углеводородов C5+ выше, % масс, не более	2
2.	Плотность при 20 °С, кг/м <sup>3</sup>	Не нормируется

Установка получения деэтанализированного конденсата второй очереди была запущена в 2000 году, однако сама колонна и используемые в ней тарелки морально устарели так как в ней использовались клапано-ситчатые

тарелки, недостаток этих тарелок заключается в том что при максимальной загрузке по сырью происходил вынос высоко кипящих углеводородов с газом деэтанализации, в следствии чего происходила аварийная остановка дожимной компрессорной станции (ДКС) и далее сброс газа деэтанализации на факел что негативно влияет на окружающую среду [59].

Таблица 6. Характеристика продуктов производства

Характеристика	Природный газ	Конденсат
Температура вспышки, °С	-	30
Температура кипения, °С	-161,6	-
Температура самовоспламенения, °С	650	380...415
Нижний предел взрываемости в смеси с воздухом, % об.	3,8	1,4
Верхний предел взрываемости в смеси с воздухом, % об.	17,8	8,0
Удельный вес в жидкой фазе, кг/м <sup>3</sup>	426 (при -160°С)	580 (при -18°С)
Плотность паров по отношению к воздуху	0,5543	1.95
ПДК в производственном помещении, мг/м <sup>3</sup>	300	300

Из таблицы 6. мы видим что газовый конденсат является взрыво опасным и токсичным веществом. При попадании в атмосферу, производит на окружающую среду негативное воздействие

### **3.4 Установка подготовки сырья**

Нестабильный газовый конденсат Уренгойского месторождения из арматурного узла УВК по трубопроводу Ду500 (зона ответственности от шарового крана ШК-53), поступает в общий коллектор Ду1000, где объединяется с конденсатом, поступающим по конденсатопроводу "Ямбург – Уренгой", и поступает в здание переключающей арматуры (ЗПА) поз.154,154.1,154.2 [18].

Давление НГК Уренгойского месторождения в трубопроводе Ду500 измеряется описание приводится только для одной нитки. датчиком давления 141 GP Foxboro. При достижении давления выше 38,5 кгс/см<sup>2</sup> происходит срабатывание световой и звуковой сигнализации на АРМ в операторной.

Ввиду того, что технологические схемы подготовки сырья аналогичны для всех пяти технологических ниток.

Сырой конденсат с Ямбургского месторождения по двум трубопроводам Ду-300 поступает на пункт замера, с давлением 3,6÷4,0 МПа и температурой -10°С ÷ +10°С. На пункте замера каждый трубопровод сырого конденсата дополнительно разделяется на два трубопровода Ду 300(один резервный) По трубопроводам замеряется количество поступающего сырого конденсата диафрагмами и температура с выдачей показаний на экран монитора в операторную. Для контроля температуры по месту на потоках установлены ртутные термометры.

Далее сырой конденсат по двум трубопроводам Ду-300 поступает в здание переключающей арматуры (ЗПА). На каждом трубопроводе установлена эл. задвижка, а также клапан-регулятор давления, исполнения "НЗ", который поддерживает давление после себя 3,5 МПа. Трубопроводы защищены от превышения давления, предохранительными клапанами Р уст. 3,85 МПа и оснащены пробоотборниками для анализа конденсата Ямбургского месторождения.

Из ЗПА сырой конденсат поступает в коллектор сырого конденсата Ду-1000. Сырой конденсат Уренгойского месторождения по трубопроводу Ду-500, на котором установлен шаровой кран, поступает в общий коллектор Ду-1000, где объединяется с конденсатом Ямбургского месторождения. Трубопровод Ду-500 также оснащен пробоотборником, для анализа конденсата Уренгойского месторождения.

Сырой конденсат, Ямбургского и Уренгойского месторождений из коллектора Ду-1000 с давлением не выше 3,5 МПа и температурой  $-10^{\circ}\text{C} \div +10^{\circ}\text{C}$  направляется на технологические нитки установки подготовки сырья (рис.1), по трубопроводам Ду-300. Установка состоит из пяти идентичных технологических ниток, ниже дается описание одной технологической нитки.

По трубопроводу Ду-300 сырой конденсат поступает в здание переключающей арматуры (ЗПА), где делится на четыре потока Ду-150 и поступает в фильтры СДЖ-150 для очистки от механических примесей. Контроль, за работой фильтров, осуществляется по месту установленными техническими манометрами до и после фильтров. Очищенный от механических примесей сырой конденсат, после фильтров, объединяется в коллектор Ду-300 и далее поступает в выветриватель В-101.

Выветриватель В-101 горизонтальный цилиндрический аппарат: диаметр-3000 мм, длина 15400 мм. В выветривателе на выходе газа установлен сетчатый каплеотбойник, для предотвращения уноса капельной жидкости с газом [5].

На трубопроводе по входу в В-101 установлена задвижка с электроприводом.

Она закрывается при аварийной остановке технологической нитки, управление эл. задвижкой осуществляется оператором с экрана дисплея или по месту (все ключи выбора режима находятся в ЩСУ и переключаются дежурным электриком по распоряжению оперативного персонала).

В выветривателе В-101 за счет понижения давления до 3,3 МПа происходит выветривание сырого конденсата, время выветривания порядка 5 мин.

Контроль за показанием давления в В-101 осуществляется на экране дисплея или визуально по месту техническим манометром. Выветренный газ, через клапан-регулятор давления исполнения “НО”, направляется в коллектор Ду-300 и далее на узел распределения газа.

Уровень выветренного конденсата в В-101, поддерживается клапаном-регулятором исполнения НЗ”, установленным на линии входа сырого конденсата. Контроль за уровнем осуществляется на экране дисплея или визуально по стеклу «Клингера». Выветренный конденсат из В-101 через диафрагму, поступает в четыре параллельно работающих разделителя, контроль за расходом осуществляется на экране дисплея.

Разделитель Р-101 горизонтальный цилиндрический аппарат: диаметр-2600 мм, длина-15832 мм.

Разделитель снабжен внутри перегородками. Для успокоения нестабильного конденсата поступающего в разделитель между перегородками смонтирована трубная решетка с вихрегасителями.

В разделителях конденсат отделяется от метанольной воды и собирается в специальных ваннах. Время разделения порядка 15 минут.

Давление в разделителях равное 3,25 МПа поддерживается клапаном-регулятором давления исполнения “НО”, установленным на общем коллекторе выхода газа из разделителей. Контроль за давлением осуществляется на экране дисплея и по месту техническим манометром.

Уровень конденсата в Р-1011÷4, поддерживается клапанами-регуляторами уровня исполнения “НЗ”, установленными на линиях входа конденсата в Р-1011÷4. Контроль за уровнем конденсата осуществляется на экране дисплея и на месте по стеклам «Клингера».

Метанольная вода, отделившаяся от конденсата, поступает в коллектор метанольной воды. Уровень метанольной воды в разделителях поддерживается клапанами-регуляторами уровня исполнения “НЗ”, установленными на линиях выхода метанольной воды из Р-1011÷4. Контроль за уровнем осуществляется на экране дисплея или на месте по стеклам «Клингера».

При понижении уровня метанольной воды в разделителях Р-1011÷4 до 5% шкалы прибора, срабатывают клапана-отсекатели. При повышении уровня метанольной воды в разделителях-Р-101 до 20% шкалы прибора клапана-отсекатели автоматически открываются. На дисплее можно посмотреть наличие логического сигнала управления. Контроль положения клапана-отсекателя не предусмотрен.

Расход конденсата из Р-1011÷4 замеряется диафрагмами и контролируется на экране дисплея.

Обезвоженный и выветренный конденсат из разделителей Р-1011÷4 поступает в коллектор Ду-400, из которого двумя потоками направляется в две параллельно работающие емкости-накопители Е-1011,2.

Емкости Е-1011,2 предназначены для накопления конденсата и отстоя оставшейся метанольной воды. Время пребывания конденсата в емкостях около 30 минут.

Уровень конденсата в Е-101-1-2 поддерживается клапанами-регуляторами уровня исполнения “НЗ”, установленными на линиях входа конденсата в Е-101-1,2. Контроль за уровнем осуществляется на экране дисплея и на месте по стеклам «Клингера».

Уровень метанольной воды в емкостях Е-101-1,2 поддерживается клапанами-регуляторами уровня исполнения “НЗ”, установленными на линиях выхода метанольной воды из Е-1011. Контроль за уровнем метанольной воды, осуществляется на экране дисплея и на месте по стеклам

«Клингера». При понижении уровня метанольной воды ниже 5 %, срабатывают на закрытие клапана-отсекатели. При повышении уровня метанольной воды в E-101-1,2, 2 до 20 % шкалы прибора клапана-отсекатели автоматически открываются. На дисплее можно посмотреть наличие логического сигнала управления клапаном-отсекателем.

Метанольная вода из E-101-1-2 поступает в коллектор метанольной воды.

Давление в емкостях E-1011,2 поддерживается клапаном-регулятором давления исполнения “НО”, установленным на общем коллекторе выхода газа из E-1011,2. Контроль за давлением, осуществляется на экране дисплея и по месту техническим манометром. Расход конденсата из E-1011,2 замеряется диафрагмами и контролируется на экране дисплея.

Выветренный и обезвоженный конденсат выходит из E-1011,2 по трубопроводам Ду-300, далее объединяется и направляется в общий коллектор Ду-700, откуда с конденсатом других технологических ниток УПС поступает на установку деэтанализации конденсата. Трубопроводы Ду-300 оснащены электрозадвижками, которые закрываются при аварийной остановке технологической нитки. Управление электрозадвижками осуществляется или с экрана дисплея или кнопкой по месту (ключ выбора режима).

Метанольная вода из P-1011÷4; E-1011,2 со всех пяти технологических ниток собирается в общий трубопровод Ду-200, замеряется диафрагмой и направляется на УКПГ-2. Контроль за расходом метанольной воды осуществляется с экрана дисплея, видеogramмы УПС - I÷V технологические нитки.

Имеется возможность ручного сброса газа на факел со всех аппаратов на установке. Также со всех аппаратов через эл.задвижки аварийного сброса

предусмотрен автоматический сброс жидкости в аварийные емкости E-2031-5 расположенные на площадке.

Выветренный газ из В-101, Р-1011÷4, Е-1011,2 со всех пяти технологических ниток УПС собирается в общий коллектор Ду-300, далее делится на два потока, один из которых резервный. По потокам измеряется расход диафрагмами и температура. Контроль за расходом газа и температурой осуществляется на экране дисплея.

После замера газ выветривания поступает в коллектор Ду-400. В коллектор также поступает газ деэтанализации с установки деэтанализации конденсата. По потокам газа деэтанализации, один из которых резервный, измеряется расход и температура. Контроль за расходом и температурой газа осуществляется на экране дисплея, видеодиаграмма УПС-V пятая технологическая нитка.

Из коллектора Ду-400 общий поток газа направляется на ДКС. По потокам газа на ДКС, один из которых резервный, измеряется расход диафрагмами и температура. Контроль за расходом газа и температурой осуществляется на экране дисплея.

При повышении давления в линии газа на ДКС выше 2,1 МПа, газ автоматически сбрасывается на факел. При этом открывается механический клапан-регулятор давления до “себя” и открывается шаровый кран, который срабатывает от блокировки по высокому давлению.

Контроль за показаниями давления осуществляется на экране дисплея. После сбрасывания давления на факел до 2,1 МПа система автоматически возвращается в исходное положение (шаровый кран автоматически закрывается при давлении 2,0 МПа).

Выветренный и обезвоженный, нестабильный, конденсат из коллектора Ду-700 поступает на установку деэтанализации конденсата. Установка состоит

из 4-х идентичных технологических линий, ниже приводится описание одной технологической линии.

### **3.5 Установка деэтанализации конденсата**

Нестабильный конденсат по трубопроводу Ду-300 с температурой  $-10^{\circ}\text{C}$  ÷  $+10^{\circ}\text{C}$  давлением - 3,1 МПа поступает на 5 технологическую нитку УДК.(рис 5.)

Трубопровод оснащен эл. задвижкой, срабатывающей на закрытие при аварийной остановке нитки. После эл. задвижки нестабильный конденсат двумя потоками “холодным” и “горячим” направляется в колонну К-201.

“Холодный” поток по трубопроводу Ду-200 поступает на первую тарелку колонны, а по трубопроводу Ду-150 под четвертую тарелку колонны. Температура “холодного” потока замеряется термометром. Расход замеряется диафрагмой и регулируется клапаном-регулятором. Расход “холодного” питания в колонну составляет до  $125\text{м}^3/\text{ч}$ .

Контроль за температурой, расходом и давлением осуществляется на экране дисплея.

“Горячий” поток с температурой  $-10^{\circ}\text{C}$  ÷  $+10^{\circ}\text{C}$  и расходом до  $125\text{м}^3/\text{ч}$  поступает в трубное пространство теплообменников Т-201,2, где нагревается до температуры  $140^{\circ}\text{C}$  потоком деэтанализованного конденсата, выходящим из куба К-301 и по трубопроводу Ду-300 направляется в колонну на 23 и 25 тарелки.

Расход конденсата замеряется диафрагмой, регулируется клапаном-регулятором.

Контроль за температурой и расходом осуществляется на экране дисплея.

Колонна К-301 (Рис.2) предназначена для выделения метано-этановой фракции из конденсата.

Режим работы колонны К-301:

- давление не выше 3,0 МПа
- температура верха не выше +16°C
- температура низа не выше +195°C.

Деэтанализатор К-301 вертикальный, цилиндрический аппарат переменного сечения:

- высота – 46460 мм;
- диаметр: верхней части - 2200 мм;  
нижней части - 2600 мм;
- объем- 176м<sup>3</sup>.
- количество тарелок: в верхней части – 20 шт;
- в нижней части – 24 шт.
- 43 - тарелки ситчато-клапанные;
- 1 - тарелка полуглухая (в нижней части).

В кубе имеется перегородка, разделяющая его на две зоны, холодную и горячую. В верхней части колонны установлен сетчатый каплеотбойник, для предотвращения уноса капельной жидкости с газом. От превышения давления колонна защищена предохранительными клапанами установленными на линии выхода газа из К-301 со сбросом на факел, Р уст.=3,2 МПа [56].

В К-301 методом абсорбционной ректификации на ситчато-клапанных тарелках осуществляется разделение Н.К на метано-этановую фракцию и деэтанализованный конденсат. Для поддержания температуры верха колонны равной 16оС используется холодное орошение. Выделившийся в колонне газ, замеряется диафрагмой и через клапан регулирующей давление в К-301 равное 3,0 МПа направляется на узел распределения газа и далее на ДКС. Контроль за температурой, расходом и работой клапана осуществляется на экране дисплея.

При аварийной остановке технологической нитки предусмотрен автоматический сброс газа из К-301 на факел, открытием электро задвижки.

Для поддержания температурного режима К-301 предусмотрена печь П-201. Печь представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, внутри

которого смонтированы змеевики. Печь состоит из радиационной зоны, конвективной зоны и дымовой трубы.

Радиационная зона футерована в два слоя:

- 1-ый – фетр,
- 2-ой – муллитокремнеземистая вата (МКРВ).

Нижняя часть радиации – «под» печи выложен огнеупорным кирпичом и имеет четыре отверстия под горелки ГГМ-5. В радиационной зоне расположен 4-х поточный вертикальный змеевик из труб Ду-200.

В конвективной зоне (коробчатого типа) расположены четыре горизонтальных змеевика из труб Ду-150 для нагрева продукта за счет отходящих дымовых газов.

Непосредственно на коробе конвективной камеры установлена дымовая труба, имеющая в нижней части шибер, для регулирования тяги в печи.

Из холодной зоны куба К-301 конденсат (циркулирующая жидкость) с температурой 149<sup>o</sup>С насосом Н-301 подается в конвективную зону печи четырьмя потоками. На потоках ЦЖ установлены диафрагмы и клапана регуляторы расхода. Расход циркулирующей жидкости по каждому потоку составляет 140 м<sup>3</sup>/час.

Контроль за расходом и работой клапанов-регуляторов расхода по потокам осуществляется на экране дисплея. Расход по потокам должен быть одинаковым, для предотвращения перегрева змеевиков и как следствие этого - прогара.

После конвективной зоны циркулирующая жидкость поступает в радиационную зону, где за счет тепла выделяющегося при сгорании топливного газа, нагревается до конечной температуры 195<sup>o</sup>С и поступает в горячую зону К-301 под полуглухую тарелку. Пары через полуглухую тарелку поднимаются вверх по колонне, а конденсат через переливную перегородку поступает в куб горячей зоны колонны.

Контроль за температурой потоков из печи, замеряемой термометрами поз. ТСК\_226\_01÷04, осуществляется на экране дисплея.

В целях безопасной эксплуатации печи установлен датчик контроля наличия пламени в топке печи, при срабатывании которого отключается подача топливного газа в печь. Для продувки трубопроводов печи, до и после проведения ремонтных работ, предусмотрена подача азота, в каждый поток ЦЖ, через эл. задвижку N 212.

При аварийных ситуациях предусмотрена подача пара:

- на паровую завесу печи открытием эл. задвижки N 215;
- в топку печи открытием эл. задвижки N 214.

Предусмотрен аварийный сброс жидкости из печи через эл. задвижку N 211.

Деэтанализированный конденсат из горячей зоны куба К-301 по трубопроводу Ду-300, оснащенный эл. задвижкой N 202, с температурой не выше 195°С поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-201<sub>1,2</sub>, где охлаждается до температуры 107°С, холодным конденсатом направляющимся в К-301.

Температура конденсата на выходе из куба К-301 поз.ТИК\_К301\_20 контролируется на экране дисплея.

Уровень в горячей зоне куба К-301 (LCK\_К301\_01) регулируется клапаном-регулятором LVK\_К301\_01, установленным после ВХ-201. Контроль за уровнем осуществляется на экране дисплея.

После теплообменника Т-301, конденсат с температурой 107°С поступает в воздушные холодильники АВО-301 [26], где охлаждается до температуры 30°С и по трубопроводу Ду-300 направляется в коллектор деэтанализированного конденсата Ду-500 и далее в парк конденсата (ГНС).

На трубопроводе деэтанализированного конденсата Ду-300 на выходе из ВХ-201 после регулирующего клапана LVK\_К301\_01 установлена задвижка N 218, закрывающаяся при аварийной остановке технологической нитки.

Трубопровод защищен от превышения давления, предохранительными клапанами, которые сбрасывают деэтанализированный конденсат при избыточном давлении 1,6 МПа в аварийные емкости Е-203<sub>1÷5</sub>[18].

### **3.6 Реконструкция ректификационной колонны К-301.**

Нефтеперерабатывающие заводы (НПЗ) являются крупнейшим потребителем топливно-энергетических ресурсов, в том числе котельно-печного топлива, тепловой и электрической энергии. Эффективность, рациональность их использования в процессах переработки нефти во многом определяется эффективностью работы технологического оборудования завода. Однако технологические установки действующих НПЗ - это, в основном, крупнотоннажные мощности, построенные в большинстве случаев много лет назад и не отвечающие современным требованиям по качеству продукции, безопасности, уровню автоматизации управления процессами и т.д.

Для удовлетворения современным требованиям существующие установки подвергаются реконструкции. В ходе такой реконструкции капиталовложение в новое оборудование должно быть сведено к минимуму путем наиболее полного использования уже имеющегося. Оптимизация работы оборудования необходима и по другой причине. Существующие заводы были спроектированы и построены во времена значительно более дешевой, чем сейчас, энергии, поэтому актуальной является необходимость предусмотреть меры по ее экономии.

Особенностью процессов переработки углеводородного сырья является то, что сами технологические процессы несовершенны. Так, процессы первичной переработки нефти потребляют 1,91 т у.т. на переработку 100 т нефти при теоретически необходимом 1,016. В то же время на нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводах вся получаемая тепловая энергия используется лишь на 30-35%, а остальная часть (с низкопотенциальной тепловой энергией) становится нерекуперативно способной. Например, около 36% энергии, поступающей на завод, уходит с охлаждающей водой или воздухом, до 16% вместе с дымовыми газами

технологических печей выделяется в атмосферу, 12-14% энергии рассеивается в окружающую среду в виде тепла, отдаваемого горячими поверхностями оборудования.

Поэтому одним из приоритетных направлений повышения эффективности энергосбережения нефтеперерабатывающих производств является увеличение использования вторичных топливно-энергетических ресурсов, максимальное использование рекуперации теплоты и оптимизация режимов работы технологических установок.

Зачастую существующее технологическое оборудование на установках НПЗ не обеспечивает необходимые рабочие параметры даже после оптимизации, и экономически целесообразным становится внедрение высокоэффективного ресурсосберегающего оборудования.

Во многих случаях наряду с повышением тепловой эффективности такого оборудования решаются и другие не менее важные задачи: снижение металлоемкости, повышение эксплуатационной надежности и ремонтпригодности.

В соответствии с нормами технологического проектирования для предотвращения попадания газа и газового конденсата в производственные помещения и окружающую атмосферу предусмотрены: полная герметизация оборудования установки, запорная и регулирующая арматура, средства КИПиА, применение факельной системы и применение дренажной системы. В случаях повышения давления сверх предусмотренных норм технологического режима, оборудование защищено предохранительными клапанами.

Вся принятая запорная арматура соответствует I классу герметичности затвора по ГОСТ 9344-60 [24], предохранительная арматура по ГОСТ 12532-67 [25].

Для сжигания газа, продувок аппаратов и трубопроводов предусмотрена факельная система. Сброс газа от предохранительных клапанов

осуществляется на факел, ввиду того что он происходит только при нарушениях технологического режима и не продолжителен по времени. Сброс сырого и деэтанализованного конденсата от СППК осуществляется в две параллельно работающие аварийные емкости Е-303а,б. Аварийные емкости по газу, соединены с факельной системой.

Для освобождения аппаратов и трубопроводов от жидких углеводородов предусмотрена дренажная система с дренажной емкостью Е-302, Дренажные емкости по газу связаны с факельной системой.

В производственных помещениях устанавливается СВК горючих газов, с сигнализацией на экране дисплея, с автоматическим и дистанционным включением аварийной вентиляции. При проведении ремонтов технологических ниток возможны кратковременные сбросы углеводородных газов на «свечу» в атмосферу:

- сброс остаточного давления газа из аппаратов и трубопроводов после продувки их на факел, при остановке на ремонт;
- продувка аппаратов и трубопроводов от кислорода после проведения ремонта.

В процессе промышленной эксплуатации оборудования газообразные вещества могут поступать в атмосферу за счет разгерметизации оборудования.

Окись углерода присутствует в выбросах из факелов, дымовых труб печей вследствие неполного сгорания углеводородных газов.

Вентиляционные выбросы также содержат газообразные углеводороды

Выбросы углеводородов из корпуса поз.150 через вентиляционные трубы - 52,8228т/год

Выбросы дымовых газов из труб печей:

- диоксид азота – 5,6441 т/год;
- оксид углерода – 7,0913 т/год;
- углеводороды – 12,99735 т/год.

Неорганизованные сбросы углеводородов с площадки АВО – 4,6310 т/год.

Неорганизованный сброс углеводородов с площадки УПС – 15,9190 т/год.

Выбросы углеводородов из корпуса ЗПА через вентиляционные трубы – 2,3445 т/год.

Выбросы углеводородов из пункта замера сырья через вентиляционные трубы – 1,0130 т/год.

Неорганизованный сброс углеводородов с площадки аварийных емкостей – 17,3370 т/год.

Залповые, кратковременные выбросы на факел :

- диоксид азота – 60,2470т/год;

- оксид углерода – 4695,7550т/год;

- углеводороды.. – 903,7160т/год,

- сажа .....– 278,3020т/год.

Все объемы выбросов приняты в соответствии с проектом нормативов ПДВ для ЗПК ООО “Уренгойгазпром “.

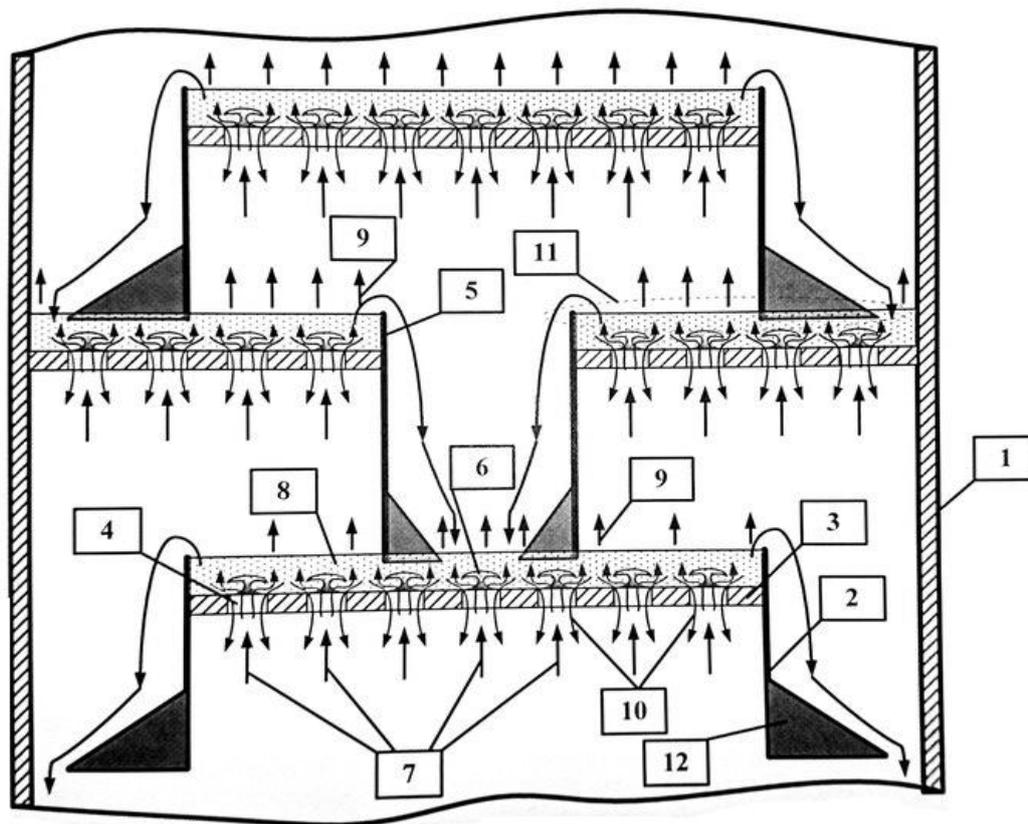
В процессе реконструкции мы колоны К-301 мы предлагаем заменить клапанно-ситчатые тарелки на тарелки SUPERFRAC® с улучшенными рабочими характеристиками.

Установка деэтаннизации конденсата второй очереди была запущена в 2000 году. Установка имеет четыре технологические нитки общей производительность 1000 м<sup>3</sup>/час по сырью. В 2014 году была произведена замена клапанно-ситчатых тарелок на тарелки SUPERFRAC®. SUPERFRAC® - это поперечноточные тарелки с улучшенными рабочими характеристиками, которые имеют наивысший общий показатель эффективности и производительности из всех однопоточных поперечноточных тарелок, когда-либо испытанных в Fractionation Research .

Тарелки SUPERFRAC® можно использовать в новых и реконструируемых колоннах практически любых технологических процессов, в которых используются обычные ситчатые или клапанные тарелки. Применение данных тарелок особенно целесообразно в колоннах с большим количеством теоретических ступеней массообмена, либо там, где эффективность массообмена критически важна для экономических показателей производства.

Принцип работы двухпоточной тарелки клапанного типа SUPERFRAC представлен на рисунке 6

За счет стекающей флегмы (10), на полотне тарелки (3) образуется уровень жидкости (8). Уровень на тарелке удерживается перегородкой (5). Перегородка останавливается высотой не менее двух сантиметров. Пары (9) продукта, поступающие с низа колонны, поднимаются к тарелке через клапана (6) и барботируют через слой жидкости, находящейся на тарелке. Проходя через слой жидкости, пары охлаждаются, происходит конденсация и переход в жидкость высококипящих компонентов, одновременно жидкость нагревается и низкокипящие компоненты испаряются, т.е. на тарелке происходит тепломассообмен между парами и жидкостью. Такой тепломассообмен происходит на каждой тарелке по всей колонне. На каждой тарелке нормируются свои температуры кипения и конденсации. Для исключения прохождения паров вне слоя жидкости на каждой тарелке смонтирован гидрозатвор (11). Отличительной особенностью тарелок SUPERFRAC является наличие устройства, равномерно распределяющего слой жидкости по полотну нижележащей тарелки.



1 – корпус колонны; 2 – сливной карман; 3 – полотно тарелки; 4 – отверстие в тарелке; 5 – перегородка, регулирующая уровень на тарелке; 6 – фиксированный клапан типа VG0, типа А; 7 – горячие пары с низа колонны; 8 – уровень жидкости на тарелке; 9 – пары обогащенные НКК; 10 – поток флегмы (жидкость обогащенная ВКК); 11 – гидрозатвор; 12 – устройство, равномерно распределяющее слой жидкости по полотну нижерасположенной тарелки.

Рисунок 3. Принцип работы тарелки клапанного типа SUPERFRAC

После запуска установки был произведен отытный пробег технологической нитки, при котором определяли максимальную загрузку по сырью, которая составила  $300 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Так же выявилось снижение потребления топливного газа.

Таблица 6 Характеристика работы технологической нитки до и после реконструкции

Год	Расход Н.К. м <sup>3</sup>	Т,верха колонны	Т,куба колонны	Расход Т.Г. м <sup>3</sup>	Расход Г.Д. м <sup>3</sup>	Расход Д.К м <sup>3</sup> .
2014	230	21	145	680	19100	194
2016	230	21	140	590	18900	191

После реконструкции мы получили возможность перерабатывать Ачимовский высоко парафинистый конденсат который идет на питание колонны К-301, в прошлом переработка ачимовского конденсата не была возможна из-за маленького сечения отверстия в тарелке.

В таблице 6 приведена характеристика работы технологической нитки до и после реконструкции, из которой мы видим что после замены массообменных устройств потребление топливного газа снизилось на 90 м<sup>3</sup>/час. Цена одного кубометра газа составляет 4 рубля следовательно одна нитка экономит 3153600 рублей в год.

Так как воздух состоит по объему на 79% из азота и на 21 % из кислорода, то для сжигания 1 куб. метра метана требуется 2 куб. метра кислорода и 7,52 куб. метра азота или  $2 + 7,52 = 9,52$  куб метра воздуха. При снижении потребления топливного газа на 90 м<sup>3</sup> в час мы уменьшаем расход по воздуху на 857 м<sup>3</sup> в час.



## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

Обследованием технического состояния оборудования Установки получения деэтонизированного конденсата с анализом существующей на ней технологических решений по ректификации нестабильного конденсата было установлено, что для дальнейшая переработки газового конденсата с высоким содержанием парафинистых углеводородов не возможна. Для эффективной работы установки получения деэтанализированного конденсата необходима их реконструкция с модернизацией технологической схемы а так же замена массообменных устройств в колонне К-301 .

1. Разработанные технологические решения позволили увеличить нагрузку по сырью, за счет подачи высоко парафинистых конденсатов с Ачимовских месторождений на питание ректификационной колонны К-301 .
2. Потребление топливного газа, который необходим для поддержания температурного режима ректификационной колонны К-301 снизился на 13% а следовательно и потребление воздуха необходимый для горения.

## **СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ**

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. - М.: Химия, 1978.- 212с.
2. Ахметов С.А. «Технология, экономика автоматизация процессов переработки нефти и газа» Учебное пособие. Уфа –Гилем, 2005г , – 672с.
3. Багатуров С.А. Теория и расчет перегонки и ректификации. - Гостоптехиздат, 1961. – 438с.
4. Бабицкий И.Ф., Вихман Г.Л., Вольфсон С.И. Расчет и конструирование аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов. М., «Недра», 1965. - 904 с.
5. Бекиров Т.М. Первичная переработка природных газов. – М.: Химия, 1987. – 247с.
6. Бакластов А.М., Промышленные тепло массообменные процессы и установки, М., Химия, 1986.
7. Берлин М.А., Гореченков В.Г., Волков Н.П. Переработка нефтяных и природных газов. – М.: Химия, 1981. – 472с.
8. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М., Физматгиз, 1963. - 708с
9. Вихман Г.Л., Круглов С.А. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов. - М.: Машиностроение, 1978.
10. Гриценко А.И., Истомин В.А., Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. Сбор и промысловая подготовка газа на Северных месторождениях России. – М.: Недра, 1999г. - 472 с. 2
11. Дудникова Е.Г. Автоматическое управление в химической промышленности: Учебник для вузов.. - М.: Химия, 1987.-368с.
12. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. – М.: «Химия», 1983. – 272с.
13. Жданова Н.В., Халиф А.Л. Осушка углеводородных газов. – М.: Недра, 1984г.

14. Истомина В.А. Низкотемпературные процессы промышленной обработки природных газов. Ч.1.- М.: ИРЦ Газпром, 1999.
15. Каплан Л.С. «Оператор по добыче нефти и газа» - Уфа,2005
16. Катц Д.Л.Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа.- М.: Недра,1965.-676 с.
17. Кафаров В.В., Основы массопередачи, Изд. «Высшая школа», 1962
- 18.Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники.- М.:Химия.1976.-511
19. Клименко А.П., Получение этилена из нефти и газа, Гостоптехиздат, 1962.
20. Клименко А.П. Сжиженные углеводородные газы.- М.: Недра, 1974.-368с.
21. Клименко А.П. Разделение природных углеводородных газов. – Киев:Техника,1964.-379 с.
22. Клименко А.П. Получение этилена из нефти и газа.- М.:Гостоптехиздат,1962.-236 с.
23. Кутюмов П.С. Газофракционирующие установки. – М.:Гостоптехиздат, 1959.-268 с.
24. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности.– Л.:«Химия»,1974.–344 с.
25. Куцын П.В. Охрана труда в нефтяной и газовой промышленности, М., Недра, 1987.
26. Крюков Н.П., Аппараты воздушного охлаждения, М., Химия, 1983.
27. Лакеев В.П. Адсорбенты, их получение, свойства и применение. – Л.:Наука, 1978.-361 с.
28. Ланчаков Г.А., Кульков А.Н., Зиберт Г.К. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчёта оборудования. – М.: ООО “Недра-Бизнесцентр”, 2000г.-279 с.

29. Леонтьев А.П., Беев Э.А., Школенко А.П., Леонтьев С.А. Прочностные расчеты аппаратов нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. – Тюмень, 2000.
30. Леонтьев А.П., Беев Э.А. Расчеты аппаратов воздушного охлаждения.-Тюмень, ТюмГНГУ, 2000.
31. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Под ред.Ю.И.Дытнерского.-М.:Химия,1983.-272 с.
32. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии» - Химия, 1981 - 560с
33. Под общей редакцией доктора технических наук профессора М.Ф. Михалева. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. - Ленинград «Машиностроение» 1984.
34. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник/Под ред. Е.Н. Судакова.-М.:Химия,1979.-568 с.
35. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.:Химия, 1966.-767 с.
36. Рахмилевич З.З., Радзин И.М., Фарамазов С.А. Справочник механика химических и нефтехимических производств. М. :Химия, 1985-560с.
37. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа.-М.:Химия,1973.-272 с.
38. СанПиН 2.2.1/2.1.1.567-96. Санитарно-защитные зоны и санитарная классификация предприятий, сооружений и объектов. – М.: Минздрав России, 1997. – 47 с.
39. Скобло А.И., Трегубова И.А., Егоров Н.Н., Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, Гостоптехиздат, 1962.
40. Технологический регламент установки стабилизации конденсата УСК-2.
41. Технологический регламент установки получения Деэтанализованного конденсата УДК 2 ООО «Газпром переработка», Новый Уренгой. 2008.

42. Технологический регламент установки комплексной подготовки газа Участка 1А Ачимовских отложений Уренгойского месторождения ООО «ТЮМЕНЬНИИГИПРОГАЗ», 2007г.

43. Фарамазов С.А. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и его эксплуатация: Учебное пособие. – М.: «Химия», 1984. – 328с., ил.

44. Фазовые равновесия легких углеводородов. (Сборник переводов статей из иностранных журналов). – Гостоптехиздат, 1958. – 162с.

45. Халиф А.Л., Кельцев Н.В. Отбензинивание попутных нефтяных газов.-М.:Гостоптехиздат, 1958.-168 с.

46. Чеботарев В. В. Расчеты основных технологических процессов при сборе и подготовке скважинной продукции. - Уфа, 2002г.

47. Чеботарев В.В. «Расчеты основных показателей технологических процессов при сборе и подготовке скважинной продукции» учебное пособие-3-е изд. Перераб. и доп. – Уфа: Издательство УГНТУ, 2007 – 408с

48. Чуракаев А.М. Переработка нефтяных газов.- М.: Недра,1983.- 279

49.Чуракаев А.М. Газоперерабатывающие заводы.- М.:Химия,1971.-240 с.

50. Эмирджанов Р.Т.,Лемберский Р.А. Основы тенологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии.-М.:Химия,1989.-192 с.

51. ГОСТ 14249 – 89. Сосуды и аппараты. Методы расчета на прочность

52. ГОСТ 12.1.030-81 ССБТ Электробезопасность. Защитное заземление. Зануление. С изм.№1 от 07.1987 г.

53. ГОСТ Р МЭК 61140-2000 (введена с 01.01.01). Защита от поражения электрическим током.

54. ГОСТ 12.2.003-91 ССБТ. Оборудование производственное. Общие требования безопасности.

55. ГОСТ 13372-78. Сосуды и аппараты. Ряд номинальных объемов

56. ОСТ 26-291-87Е (СТ СЭВ 798-77) "Колонные аппараты. Технические требования".

57. Постановление правительства РФ №1113 «О Единой

государственной системе предупреждения и ликвидации ЧС природного и техногенного характера» от 05.11.1995 г.

58. Технические требования на деэтанализированный конденсат по СТП 0575174-67-92

59. Технические требования на конденсат газовый нестабильный в соответствии с ТУ 05751745-02-88

60. Федеральный закон «О защите населения и территории от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера» №68-ФЗ от 21.12.1994г.

61. Федеральный закон от 04.05.1999 № 96-ФЗ «об охране атмосферного воздуха»

62. Федеральный закон от 10 января 2002 г. N 7-ФЗ "Об охране окружающей среды"

63. Отчет о НИР по теме: «Анализ разработки эксплуатационных объектов и нефтяных оторочек нижнемеловых залежей УНГКМ». –Новый Уренгой: НТЦ ООО «Уренгойгазпром», 2003.