Федеральное агентство по образованию

Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования

«**Томский политехнический университет**»

Факультет – Химико – технологический

Направление – химическая технология и биотехнология

Кафедра – химической технологии топлива

**Исследование влияния технологических параметров на процессы низкотемпературной сепарации.**

## Выпускная квалификационная работа

**на соискание квалификации бакалавр**

Студент гр. 5А61 \_\_\_\_\_\_\_\_\_ \_\_\_\_\_\_\_\_\_ Глухих Е.В.

Руководитель:

доцент \_\_\_\_\_\_\_\_\_ \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_ Ушева Н.В.

Допустить к защите:

Заведующий кафедрой

Д-р техн. наук, проф. \_\_\_\_\_\_\_\_\_ \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_ Кравцов А. В.

Томск – 2010 г.

Федеральное агентство по образованию

ГОУ ВПО «Томский политехнический университет»

Кафедра химической технологии топлива

УТВЕРЖДАЮ

Зав. кафедрой \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_А.В. Кравцов

« » \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_ 200 \_\_ г.

(Подпись, дата)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

Студенту группы 5А61 Глухих Евгении Васильевне

1. Тема выпускной квалификационной работы

Исследование влияния технологических параметров на процессы низкотемпературной сепарации

утверждена приказом ректора (распоряжением декана) от \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_№ \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_

2. Срок сдачи студентом готовой работы 10 июня 2010 г.

3. Исходные данные к работе составы сырьевых потоков. Технологические параметры. Технологическая схема. Математические модели.

4. Содержание расчетно-пояснительной записки (перечень вопросов, подлежащих разработке)

Введение;

1. Литературный обзор: Фазовые равновесия в системе углеводороды-метанол-вода. Физико-химические и технологические основы процессов сепарации при промысловой подготовки газа и газового конденсата. Показатели качества газового конденсата и методы их определения.

2. Постановка задачи исследования.

3.Эксперементальная часть:

3.1. Ознакомление с методикой расчета процессов многоступенчатой сепарации;

3.2. Выбор и обоснование диапазона варьирования параметров;

3.3. Анализ влияния технологических параметров и состава сырья на выход и качество подготовки товарного газа.

3.4. Заключение: Обсуждение результатов. Выводы.   
5. Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)

Методика расчета – 1 лист

Результаты расчета – 2 лист

6. Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы

18 января 2010 г.

Руководитель

Ушева Н.В., доцент

(подпись, дата)

Задание принял к исполнению (студент)

Глухих Е.В.

(подпись, дата)

# Оглавление

Задание для ВКР………………………………………………………….…….2

1. Технико-экономическое обоснование ……………………….……...… 4
2. Основные теоретические положения ……………………………...…....5
   1. Методы расчета констант фазового равновесия …………….…5

2.1.1. Расчет фазового равновесия по методу В.И. Шилова ………..5

2.1.2. Расчет констант фазового равновесия по уравнению состояния Пенга- Робинсона…………………………………………………………6

2.1.3. Расчёт констант фазового равновесия по уравнению Тека-Стила………………………………………………………………………7

2.2.переработка газового конденсата…………………………………..7

3. Литературный обзор………………………………………………………9

3.1. Совершенствование технологии и оборудования подготовки газа………………………………………………………………………….…….9

3.2. Перспективные технологии глубокой промысловой переработки природного газа…………………………………………………………………14

3.3. Повышение эффективности переработки газового сырья……….20

3.4. Сверхзвуковая сепарация в технологии переработки газового углеводородного сырья…………………………………………………………24

4. Экспериментальная часть………………………………………………….32

4.1. Описание технологического процесса и схемы установки УКПГ..32

4.2. Моделирование процессов промысловой подготовки газа ……...37

4.3. Результаты проведения расчетов……………………………………38

5. Приложении 1………………………………………………………………..43

# 1.Технико-экономическое обоснование

Вариант реализации газового конденсата для переработки на одном из НПЗ возможен, однако оплата конденсата будет строиться по принципу: цена нефти + небольшая премия. Такой принцип оплаты строится из того, что мощности НПЗ рассчитаны, прежде всего, на прием нефти, а не конденсата. Нефтепереработчики не рискуют модернизировать свои мощности под конденсат, поскольку риск постоянной загрузки будет по-прежнему достаточно высок. Как следствие, переработка газового конденсата на мощностях НПЗ даст выход продукции не намного выше, чем при загрузке НПЗ нефтью.

Специализированных перерабатывающих производств, рассчитанных на загрузку газовым конденсатом буквально единицы. Существует также вариант реализации газового конденсата по системе Транснефти, как обычной нефти. В этом случае цена конденсата будет оцениваться, как цена нефти.

# 2. Основные теоретические положения

**2.1.Методы расчёта констант фазового равновесия.**

**2.1.1. Расчёт констант фазового равновесия по методике В.И. Шилова.**

, (4)

, (5)

А = -6.18 • 10 -5 • р3 + 1.86 • 10 -3 • р2 - 4.80 • 10-2 • р + 1.0049, (6)

В = 1.79•10-4 р3 -5.15 10 -3 р2 +12.59 102 р-1.0127, (7)

где р - заданное абсолютное давление системы (давление разгазирования), МПа; bi, Tbi - независимые от условий разгазирования величины, характеризующие природу i-ro компонента, и откорректированные с учётом особенностей системы нефть-газ; t - температура системы, °С; Ki - константа фазового равновесия i-го компонента[5,6].

Значения величины bi, Tbi приведены в табл. Для условного компонента С6+ эти значения получены по результатам экспериментального исследования пластовых смесей Западной Сибири. В зависимости от расчётной молекулярной массы условного компонента С6+, Значения bi, Tbi рассчитываются по формулам, полученным путём математической обработки графических зависимостей:

Tb6+=67.58\*(lgM6+)2.46  (8)

 (9)

где M6+ - расчётная молярная масса условного компонента С6+, в исходной нефтегазовой системе ,кг/моль.

Для индивидуальных углеводородов (за исключением метана, этана и пропана) значения bi, Tbi определяются по формулам:

- для нормальных парафиновых углеводородо:

lgbi = 1.9399 + 0.8448 • lg Mi (10)

lgTbi = 1.8298 + 2.4593 • lg lg Mi (11)

- для изомеров:

lgbi = 1.8434+ 0.6869lg Mi (12)

lgTbi = 1.7582 +2.6813 lglg Mi (13)

**2.1.2. Расчёт констант фазового равновесия но уравнению состояния Пенга - Робинсона.**

Алгоритм расчёта:

1. Задают исходную информацию: критическую температуру TC, давление Рс и ацентрический фактор w для каждого компонента рассматриваемой системы; состав смеси в молярных долях; рабочее давление Р, температуру Т.

2. Для каждого компонента смеси определяют значения параметров уравнения состояния zc\*, ΏC, ψ на основе табличных данных [7,8].

3. Рассчитывают значения коэффициентов уравнения состояния а, b, с, d для каждого компонента смеси по выражениям:

а = аC\*α(Tr ω) (14)

где  (15)

b=β\*R\*TC/pC

c=σ\*R\*TC/pC

d=δ\*R\*TC/pC

В уравнении (14) вместо коэффициента m используют параметр ψ.

4. Рассчитывают начальные приближения коэффициентов распределения компонентов смеси по формуле (15) с использованием выражения (16).

 (16)

где Кi - коэффициент распределения компонента;

Таблица 1 - Значения коэффициентов парного взаимодействия ci,j

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Компо­ненты | N2 | СО2 | CH4 | C2H6 | C3H8 | n-C4H10 | n-C5H12 | n-С6H14 | n-C7H16 | n-C8H18 |
| N2 | 0 | 0 | 0,025 | 0,01 | 0,09 | 0,095 | 0,1 | 0,11 | 0,115 | 0,12 |
| C02 |  | 0 | 0,105 | 0,13 | 0,125 | 0,115 | 0,115 | 0,115 | 0,115 | 0,115 |
| CH4 |  |  | 0 | 0,005 | 0,01 | 0,025 | 0,03 | 0,03 | 0,035 | 0,04 |
| C2H6 |  |  |  | 0 | 0,005 | 0,01 | 0,01 | 0,02 | 0,02 | 0,02 |
| с3н8 |  |  |  |  | 0 | 0 | 0,02 | 0,005 | 0,005 | 0,005 |
| n-C4 |  |  |  |  |  | 0 | 0,005 | 0,005 | 0,005 | 0,005 |
| n-C5 |  |  |  |  |  |  | 0 | 0 | 0 | 0 |
| n-C6 |  |  |  |  |  |  |  | 0 | 0 | 0 |
| n-C7 |  |  |  |  |  |  |  |  | 0 | 0 |
| n-C8 |  |  |  |  |  |  |  |  |  | 0 |

2.1.3. Расчёт констант фазового равновесия по уравнению Тека-Стила.

Уравнение имеет следующий вид:

, (17)

где R= 1.987 - универсальная газовая постоянная кал/(моль\*К); Tr=T/Tc, Tbr=Tb/Tc - приведенные температуры, где Тс, Ть- критическая температура и нормальная температура кипения компонента, К; αс - находится по формуле [] из условия, что PVPr =1/Рс и Тr= Тbr.

 (18)

h определяется уравнением:

, (19)

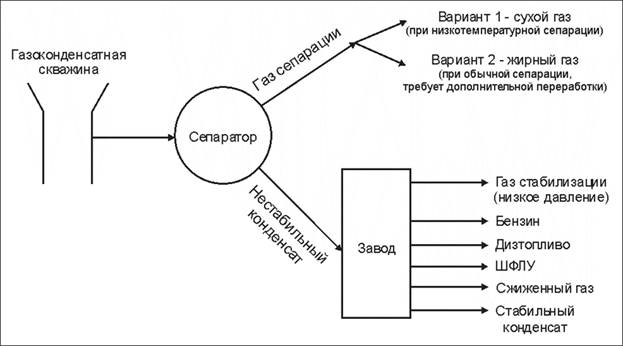
где ∆Нνb - теплота парообразования при нормальной температуре кипения, кал/моль. ∆Нνb определялось по уравнению Джиакалоне [7]:

 (20)

где  принимается равным 1.

**2.2.Переработка газового конденсата.**

Простейшая общая схема переработки газового конденсата выглядит следующим образом:



**Рисунок 1 –** Простейшая общая схема переработки газового конденсата.

Сепарация газоконденсатной смеси на газ сепарации и нестабильный конденсат осуществляется непосредственно на промысле (также может осуществляться деэтанизация, т.е. выделение этана из конденсата), после чего нестабильный конденсат можно транспортировать по конденсатопроводу на завод, где осуществится стабилизация конденсата и выделение продуктов первичной переработки - различные марки бензина и дизельного топлива, ШФЛУ, сжиженные газы, мазут, газ стабилизации.

Промысловая сепарация конденсата может осуществляться различными способами, например - низкотемпературной сепарацией (НТС). Высокое начальное давление природного газа используется в этом случае для получения холода и выделения вследствие этого водяного и углеводородного конденсата из газа. Холод при высоких давлениях газа получают на специальных установках, называемых установками низкотемпературной сепарации. В установках НТС отрицательные температуры создаются в результате дросселирования (понижения давления) газа высокого давления. Помимо выделения газового конденсата с помощью НТС также можно использовать винтовые и турбинные детандеры, адсорбционные установки, а также холодильные машины.

# 3.Литературный обзор.

3.1. Совершенствование технологии и оборудования подготовки газа. При добыче и подготов­ке газа к транспорту в местах с параметрами возможного гидратообразования (давление, температура, состав газа) предусматривают подачу метанола повышенной концентрации. Метанол может подаваться как в скважину, коллектор, шлейфы, т. е. до ус­тановок подготовки газа, так и перед теплообменниками или в теплообменники охлаждения газа, перед расширяющими устройствами. Вместе с газом на установки его подготовки поступает и углеводородный конденсат, который смешивается с водным раствором ме­танола, образуя эмульсии, ко­торые необходимо разделять. Обычно эти эмульсии разделя­ют в гравитационных раздели­телях или в разделителях с применением тонкослойных модулей, в которых движущей силой является разность плот­ностей разделяемых жидкостей. При разнице плотностей менее 150 кг/м гравитацион­ный метод разделения стано­вится неэффективным. При наличии углеводородного га­зового конденсата повышен­ной плотности и значительно­го количества насыщенного водного раствора метанола повышенной концентрации плотности разделяемых жид­костей выравниваются и прак­тически не разделяются грави­тационным отстаиванием. Процесс разделения эмуль­сии (углеводородный конден­сат - водные растворы мета­нола) усугубляется при нали­чии: механических примесей, продуктов коррозии, нераство­римых и растворимых солей. Указанные условия и приме­си способствуют образованию стойких эмульсий. Эти явления наблюдаются при разде­лении углеводородного газо­вого конденсата и водного ра­створа метанола на установ­ках комплексной подготовки газа Заполярного месторождения (УКПГ-1), 000 «Ноябрь-скгаздобыча» и ПХГ.

Проведенные исследова­ния различных эмульсий (жидкие углеводороды - вод­ные растворы гликолей; жид­кие углеводороды - водные растворы спиртов) в присут­ствии газовой фазы - диок­сида углерода, примесей - продуктов коррозии углероди­стых сталей показали, что ука­занные смеси при определенных условиях образуют стой­кие эмульсии, которые не раз­деляются гравитационным способом по истечении 2 ч и более, а то и суток.

Стойкость эмульсии зави­сит от следующих условий:

* соотношения разделяемых жидких фаз (с выравниванием объемов фаз стойкость эмуль­сии повышается);
* вязкости разделяемых жид­ких фаз или их температуры (с повышением вязкости сплош­ной жидкой фазы или пониже­нием температуры стойкость эмульсии повышается);количества растворенного в эмульсии газа (с возрастани­ем количества растворенного в эмульсии газа стойкость ее увеличивается);
* количества механических примесей и их дисперсности (с увеличением количества меха­нических примесей и диспер­сности, т. е. с уменьшением размера частиц, стойкость эмульсии повышается);
* состава механических при­месей, их способности к ад­гезии к разделяемым жидким фазам.

Структура и матрица раз­деляемых стойких эмульсий (рис. 1) наглядно демонстри­руют некоторые варианты со­стояния дисперсных фаз - это обычно газовый пузырек, вок­руг которого расположены оболочки из разделяемых жид­костей, на которых за счет сил адгезии располагаются мелко­дисперсные частицы механи­ческих примесей.

Известны способы разделе­ния стойких эмульсий с помо­щью подогрева, в поле цент­робежных сил, с применением деэмульгаторов, коагуляторов, с помощью электрических по­лей, которые направлены на ре­шение частных задач, напри­мер на снижение вязкости ос­новного слоя смеси или на уве­личение движущей силы, т.е. разности плотностей, на увели­чение диаметра капель и т. д. Известен также микроволновый способ разрушения нефтяных эмульсий, продемонстрирован­ный на НПЗ Exxonmobil, г. Тор-ране, шт. Калифорния. В дан­ном способе эмульсии разру­шаются микроволнами с помо­щью преобразователя с ком­пьютерным управлением, при этом вырабатывается радиоча­стотная энергия, которая вво­дится в промежуточный слой, рециркулируемый через волно­вод. Способ основан на том, что микроволны, поглощаемые водой, возбуждают молекулы воды, усиливают их вращение и нагревают воду, заключен­ную в эмульсионной матрице. Предлагается комплексный способ разделения стойких эмульсий с применением тер­могенераторов, основанный на следующих принципах:

* уменьшении вязкости разде­ляемых сред;
* механическом разрушении матриц эмульсии с выделени­ем из них газовой фазы;
* предварительном разделе­нии жидких фаз в центробеж­ном поле;
* тонкой фильтрации жидкости от механических примесей;
* увеличении разности плотно­стей разделяемых сред путем отпарки одной из легких фаз водного раствора;
* использовании энергии дав­ления жидкости для ее нагрева.

Для эффективного разде­ления стойких эмульсий не решить комплекс вопросов:

* увеличить разность плотно­стей разделяемых сред;
* уменьшить вязкость по край­ней мере основной фазы, в которой находится дисперсная фаза;
* дегазировать путем нагрева смеси газ из матриц эмульсии;
* разрушить стойкую оболоч­ку из механических примесей в углеводородах (разрушить силы адгезии);
* разделить гравитационным способом оставшиеся углево­дороды и водный раствор (воду);
* утилизировать газ дегазации и пары легких углеводородов;
* утилизировать энергию дав­ления смеси;
* отделить механические (твер­дые) примеси от жидких фаз.

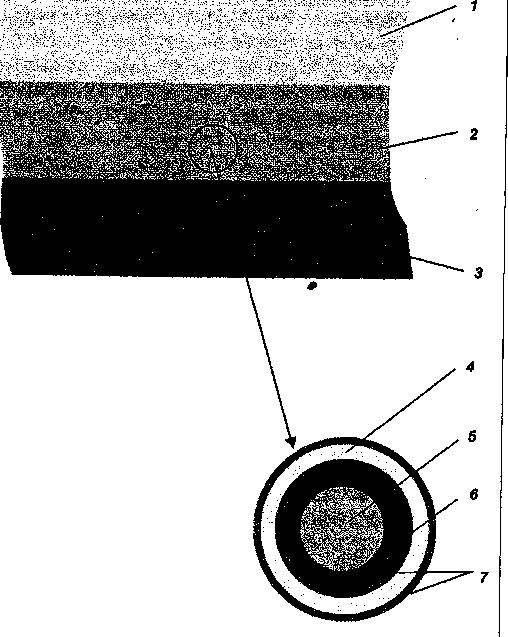
Для решения этой задачи ДОАО «ЦКБН» и 000 «Ямбург-газдобыча» предложена мно­гофункциональная технология и оборудование нагрева, раз­рушения, разделения стойкой эмульсии с одновременной ее фильтрацией от примесей. Эта технология разделения осно­вана на гидродинамическом нагреве смеси жидкости, предварительном разделении жидкостей, в том числе в цен­тробежном поле, разрушении стойкой эмульсии ударным методом с одновременной ее фильтрацией (рис. 2).

Процесс осуществляется следующим образом. Сырой газ из скважин по шлейфам в присутствии жидких углево­дородов, водометанольного раствора, солей и примесей подают на первичную сепара­цию в сепаратор *1.* Отсепарированную жидкость после дросселирования подают в дегазатор *2,* из которого газ выветривания отводят на соб­ственные нужды, а жидкую эмульсию (углеводородный конденсат и водный раствор метанола) подают в фазный разделитель 3. В разделите­ле смесь нагревают через стенку или прямым смешени­ем до температуры испарения метанола теплоносителем, рециркулирующим по линиям 4 и 5 через теплогенератор *6* и (или) по линиям *7, 8,* при этом наиболее эффективным является метод нагрева эмульсии с использованием тепла, снимаемого теплоно­сителем с верха регенерато­ра метанола *10.* При нагреве отпаривают метанол и произ­водят процесс разрушения стойкой эмульсии, при этом выделяют из глобул смеси жидкости газ, отделяют меха­нические примеси и увеличи­вают движущую силу разделе­ния углеводородного конден­сата и водного раствора ме­танола, так как плотность пос­леднего с увеличением коли­чества отпариваемого мета­нола увеличивается и факти­чески происходит разделение фаз: углеводородный конден­сат - вода, углеводородный конденсат - механические примеси. Разделенный кон­денсат отводится в качестве продукта, вода с примесями метанола подается в качестве сырья в регенератор метано­ла *10,* механические приме­си выводятся из разделите­ля *3.* На схеме (см. рис. 2) также показаны линия мета­нола *9,* линия углеводород­ного абсорбента *11* и блок осушки газа/2.

В качестве основного тех­нологического аппарата по представленной схеме предла­гается использовать теплоге­нератор, совмещенный с фаз­ным разделителем. Теплогене­ратор прошел стендовые испы­тания для нагрева сред: воды, водных растворов гликолей. Схема испытательного стенда включает насос, соединенный с теплогенератором, снабженным разгонным и тормозным цент­робежным устройством, фильтр тонкой очистки (≥ 1 мкм), раз­делительную емкость.

При рециркуляции смеси за счет периодического разгона и торможения жидкости происходит ее нагрев с умень­шением вязкости и выделе­нием газовой фазы, которая собирается по оси закручен­ного потока. При вращении жидкости происходит одно­временно разделение эмуль­сии в центробежном поле на углеводородную и водную фазы. После разгона жидко­сти при ударном торможении происходит разрушение мат­риц (глобул) стойкой эмуль­сии с выделением раствори­мого газа.

С испарением при нагре­ве легких фракций (метано­ла) разность плотностей меж­ду жидкими углеводородами и водным раствором увели­чивается (Ар > 150 кг/мЗ ) , что позволяет разделить их обычным гравитационным способом. На стенде был осу­ществлен вариант фильтра­ции части жидкости через металлокерамический самоочи­щающийся фильтр для отде­ления и отвода механических примесей.

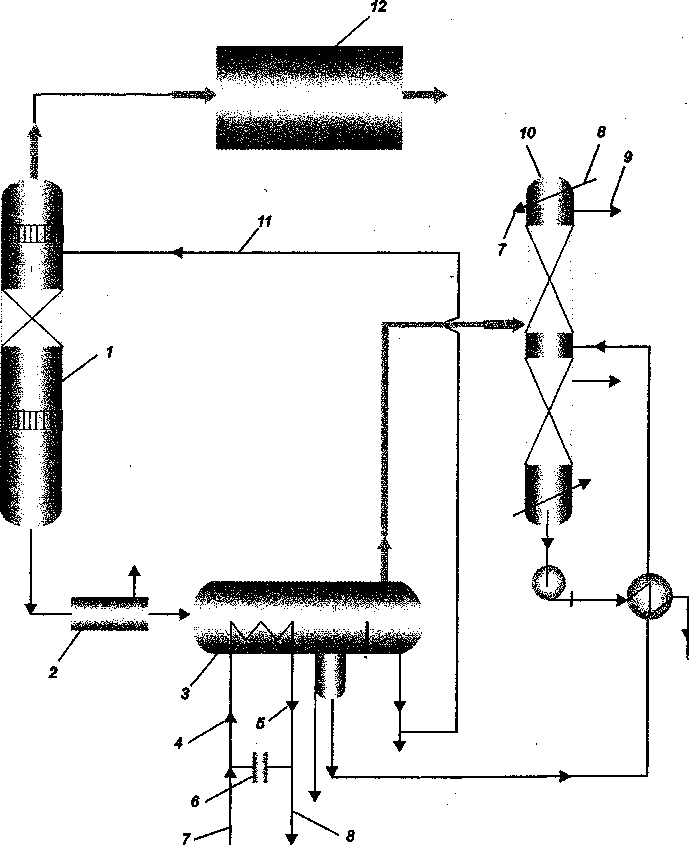


**Рис. 1. Структура и матрица разде­ляемых стойких эмульсий:**

*1* - легкая жидкая фаза; *2 -*промежуточная фаза; *3 -* тяже­лая жидкая фаза;

4 - углево­дородная оболочка; 5 - газо­вая фаза; 6 - водная оболочка;

*7* - механические примеси.



**Рис. 2. Технологическая схема подготовки углеводородного газа**.

3.2. Перспективные технологии глубокой промысловой переработки природного газа.

Глубокая промысловая переработка природного газа связана решением много­образных проблем стабилизации, сероочистки и осушки газа перед подачей в магистральный трубопровод. Далеко не последнюю роль при этом играют вопросы экологически безопасной утилизации сернистых соединений. Это целый комплекс технических вопросов, которые могут быть решены только применительно к конкретному составу сырья. В связно этим в 000 «Оренбурггазпром» были пред­приняты попытки исследовать возможность комплексной обработки газа с ути­лизацией серосодержащих соединений непосредственно на промысловых установках с использованием абсорбционных и каталитических методов***.***

Особенностью технологии промыс­ловой очистки и переработки сме­шанного сырья малых газоконденсатных и нефтяных месторождений явля­ется необходимость одновременного и высокоэкономичного решения целого ряда технологических задач:

* разработки условий эффективной низ­котемпературной сепарации газа;
* обеспечения глубокой сероочистки и эффективной осушки газового сырья;
* утилизации серосодержащих соедине­ний и регенерации поглотителей;
* стабилизации конденсата и нефти.

При всем многообразии существующих подходов определяющими фактора­ми являются глубина залегания продук­тивных пластов, давление на устье сква­жины, а также концентрация сероводо­рода и меркаптанов в сырьевом потоке. Последний параметр позволяет класси­фицировать большинство потенциальных сырьевых источников как высоко - и среднесернистые.

Изучение свойств комбинированных абсорбентов, выбор состава абсорбента и исследования влияния термодинами­ческих параметров на степень извлече­ния кислых компонентов проводились на лабораторной, а затем пилотной ус­тановках [1]. Целью такого рода иссле­дований было создание эффективной и компактной технологии глубокой очис­тки газа.

Результаты экспериментальных иссле­дований далее были взяты за основу для расчета абсорбера производительностью 500 т/ч для решения проблем как глу­бокой сероочистки, так и обезвоживания и демеркаптанизации с использовани­ем маловодного комплексного абсорбен­та типа Укарсол, включающего в себя третичный амин МДЭА, метиловые эфиры ПЭГ и массовую долю воды с блока ре­генерации 5-8 %. Использование МДЭА в составе такого рода композиций свя­зано с низкой вязкостью третичного ами­на и необходимостью глубокой хемосорбции сероводорода. Это тем более ак­туально для получения кислого газа за­данного состава, если речь идет о пе­реработке сырого газа с повышенным содержанием диоксида углерода. Напро­тив, метиловые эфиры ПЭГ находят весь­ма широкое применение в качестве фи­зического поглотителя меркаптанов.

Комплексный абсорбент, эффектив­ность которого подробно оценена ниже.

представлен двумя граничными соста­вами (массовая доля, %):

1) 37% МДЭА + 57 % ДМПЭГ + 6 % Н2О;

2) 64 % МДЭА + 28 % ДМПЭГ + 8 % Н2О.

Оба варианта были использованы для глубокой очистки сырья, имеющего состав (объемная доля, %), вполне тради­ционный для газа нефтяных оторочек и малых газоконденсатных месторождений: СОз - 0,229; H2S - 0,841; С1 - 91,902; С2 - 2,213; С3 ~ 0,598; С4 - 0,068; N2 -3,871; i-С4 - 0,136; *i-C5 -* 0,048; С5- 0,048; С6 - 0,028; С7 - 0,007; C8 - 0,001; COS -0,0005; i-C2H5SH - 0,002; i-C3H7SH - 0,003; i-C4H9SH - 0,0002; CH3SH - 0,004.

Также оценивались различия в пере­работке сырья на абсорбентах (1,2) как для низконапорного (р = 3 МПа), так и для высоконапорного (р = 6 МПа) газа.

Глубина очистки исходного газа от сероводорода при кратности орошения примерно 0,1 моль/моль (табл. 1) нахо­дится в пределах 75-95 %. Из получен­ных данных следует, что хемосорбция сероводорода третичным амином в вы­соковязких средах находится в диффу­зионной области и незначительно зави­сит от доли МДЭА в абсорбенте. Поэто­му глубина очистки значительно увели­чивается (на 20-30 %) благодаря повы­шению уровня физической растворимо­сти при переходе с низконапорного газа на высоконапорный.

Повышение эффективности массообмена может быть также достигнуто уве­личением количества подаваемого аб­сорбента. Именно это подтвердила оп­тимизация модели абсорбера на очис­тку сырого газа от сероводорода до уровня европейских стандартов (менее 7 мг/мЗ ) , которая требует организации в аппарате кратности орошения более 0,5 моль/моль.

Глубина очистки исходного газа от меркаптанов при кратности орошения около 0,1 моль/моль составила в боль­шинстве случаев (табл. 2) более 90 %, что свидетельствует о хорошей растворимо­сти тиолов в метиловых эфирах МЭГ. При этом по содержанию меркаптанов уда­лось выйти на уровень европейских стан­дартов (менее 16 мг/м3) как для высо­ко-, так и для низконапорного газа.

Глубина очистки исходного газа от диоксида углерода при кратности оро­шения примерно 0,1 моль/моль приве­дена в табл. 3. При использовании тре­тичного амина полученные данные ил­люстрируют только зависимость глуби­ны очистки от интенсивности физичес­кого растворения СО2 в абсорбенте при различных давлениях.

В табл. 4 приведены данные о раство­римости углеводородов в насыщенном абсорбенте. Для рассмотренных составов она довольно велика (от 0,4 до 0,03 %) и почти линейно зависит как от доли ме­тиловых эфиров ПЭГ, так и от давления. Примерно 90-95 % поглощенного газа приходится на метан, что соответствует его доле в составе сырого газа и пред­полагает решение технических проблем дегазации насыщенного абсорбента в экспанзерной емкости.

Дополнительный и серьезный недо­статок эфиров ПЭГ в качестве компонентов маловодных комплексных абсор­бентов - их значительные потери с очищенным газом. Так, для диметиловых эфиров этилен- и диэтиленгликоля объемная доля этих компонентов в по­токе очищенного газа составляет от 0,25 до 0,4 %. Указанный показатель зави­сит прямо пропорционально от доли эфиров в абсорбенте и обратно пропор­ционально от давления в аппарате. Поэтому разработчики технологии Укарсол вынуждены были перейти на более тяжелые и одновременно более вязкие диметиловые эфиры три-, тетра- и пентаэтиленгликоля.

Подобных недостатков лишены компо­зиции, в которых эфиры ПЭГ частично или полностью заменены спиртосодержащими составами на основе этиленгликоля или метанола. Данные об испытании таких составов на пилотных стендах и моделировании абсорбера для очистки газа с их использованием свидетельствуют:

* растворимость углеводородов в насы­щенном абсорбенте падает более чем на порядок, значительно облегчая их после­дующее отделение;
* унос компонентов абсорбента с очи­щенным газом понижается на 1,5-2,0 по­рядка за счет образования устойчивых ас­социативных связей гидроксильных и аминогрупп;
* резко увеличиваются водопоглощающие свойства спиртосодержащих абсор­бентов в сравнении с диметиловыми эфирами ПЭГ.

Содержание воды в газе, очищенном составами 1, 2, приведено в табл. 5 с указанием соответствующей темпера­туры точки росы по влаге. Для сравне­ния приведены аналогичные данные для изученного нами состава [1] с массо­вой долей воды 4 %.

Как видно из этой таблицы, содержа­ние влаги в газе, прошедшем перера­ботку абсорбентами 1, 2 на основе ме­тиловых эфиров ПЭГ, довольно велико благодаря влагопоглотительным свой­ствам эфиров и поэтому требует допол­нительной стадии осушки перед пода­чей в магистральные трубопроводы. Тог­да как модифицированный поглотитель [1] может быть успешно использован для очистки и осушки газа с прямой пода­чей в магистральный трубопровод в летний период. Незначительная доосушка зимой позволит снизить влагосодержание газа с 0,0788 до 0,045 г/м3 и получить точку росы -15 0С.

Одним из перспективных направлений переработки кислых газов регенерации абсорбента в условиях промысловой очистки является каталитическое окисление сероводорода в элементарную серу .

**Краткое описание.** Суть метода зак­лючается в проведении реакции непол­ного окисления сероводорода (реакция Клауса)

H2S + 0,502 (l/n) Sn + НзО

на специальном катализаторе в таком ре­жиме, чтобы свести к минимуму побочную реакцию окисления сероводорода до диоксида серы:

H2S + 1,5 02 S02 + Н2О.

Установка состоит из каталитическо­го реактора *2* (рисунок), в который по­дается предварительно подогретая до температуры 200 0Ссмесь кислый газ - воздух. Выходная температура не дол­жна превышать 350 0С, так как это приводит к резкому снижению селективно­сти и степени конверсии процесса. Ре­гулировка температуры осуществляется дозированной подачей воздуха на вход в каталитический реактор.

**Эффективность.** В случае соблюде­ния условий высокой селективности ка­тализатора процесс может обеспечивать степень конверсии 80 - 90 % и выше. Это объясняется отсутствием термодинами­ческих ограничений на процесс.

**Область применения.** Процесс ис­пользуется для одноступенчатой пере­работки кислого газа в серу с концент­рацией сероводорода до 5 %. Разновидность данного процесса в сочетании с прямым Клаус - процессом, известная под названием СуперКлаус, применя­ется для увеличения степени конверсии сероводорода.

**Промышленные установки.** В насто­ящее время в мире эксплуатируется бо­лее десятка установок по переработке кислого газа методом прямого окисле­ния сероводорода; в том числе одна - в СНГ (Узбекистан).

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Абсорбент | t, 0С | р, МПа | Объемная доля H2S | | Глубина очистки, % |
| в сыром газе | в очищенном газе |
| 1 | 40 | 3 | 0.841 | 0.1134 | 86.51 |
|  | 40 | 6 | 0.841 | 0.0541 | 93.57 |
| 2 | 40 | 3 | 0.841 | 0.2060 | 75.51 |
|  | 40 | 6 | 0.841 | 0.0723 | 91.41 |

**Таблица 1**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Абсорбент | t, 0С | р, МПа | Объемная доля RSH | | Глубина очистки, % | Содержание RSH в очищенном газе , мг/м3 |
| в сыром газе | в очищенном газе |
| 1 | 40 | 3 | 0.009 | 0.00036 | 95.99 | 7.8 |
|  | 40 | 6 | 0.009 | 0.00026 | 97.09 | 5,7 |
| 2 | 40 | 3 | 0.009 | 0.00106 | 88.17 | 24.0 |
|  | 40 | 6 | 0.009 | 0.00069 | 92.30 | 15.9 |

**Таблица 2**

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Абсорбент | t, 0С | р, Мпа | Объемная доля H2S | Глубина очистки, % | Молярная доля СО2 в очищенном газе, % | Глубина очистки % |
| в сыром газе |
| 1 | 40 | 3 | 0.229 | 86.51 | 0.1295 | 43.33 |
|  | 40 | 6 | 0.229 | 93.57 | 0.108 | 52.58 |
| 2 | 40 | 3 | 0.229 | 75.51 | 0.1471 | 35.64 |
|  | 40 | 6 | 0.229 | 91.41 | 0.1157 | 49.40 |

**Таблица 3**

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Абсорбент | t, 0С | р, Мпа | Массовая доля алканов в насыщенном абсорбенте, % |
|
| 1 | 40 | 3 | 0.231 |
|  | 40 | 6 | 0.404 |
| 2 | 40 | 3 | 0.029 |
|  | 40 | 6 | 0.056 |

**Таблица 4**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Абсорбент | t, 0С | р, Мпа | Объемная доля H2О в очищенном газе, г/м | Объемная доля H2О в очищенном газе, % | Точка росы, 0С |
|
| 1 | 40 | 3 | 0.426 | 0.053 | 12 |
|  | 40 | 6 | 0.185 | 0.023 | 7 |
| 2 | 40 | 3 | 0.455 | 0.057 | 13 |
|  | 40 | 6 | 0.225 | 0.028 | 9 |
| [1] | 40 | 6 | 0.0788 | 0.010 | -8 |

**Таблица 5**

**3.3. Повышение эффективности переработки газового сырья.**

Реализация разработанного проекта позволит улучшить экономические показатели переработки углеводородного сырья и расширить ассортимент выпускае­мой продукции, поскольку развитие газохимических производств является од­ной из стратегических задач 000 «Газпром добыча Оренбург». Рост доли про­дукции высокой степени переработки - это ватная составляющая устойчивого экономического развития Оренбургского комплекса.

Установка У-335 газоперерабатыва­ющего завода (ГПЗ) предназначена для щелочной очистки пропан-бутановой фракции (СПБТ), вырабатывае­мой на установках аминовой очистки природного газа (1, 2, ЗУ-370), от сер­нистых соединений. Проектная мощность установки по сырью - 100 т/ч.

Индивидуальный состав сернистых соединений, содержащихся в СПБТ (в ppm), приведен ниже (данные испыта­тельного центра ОАО «ВНИИУС»).

Серооксид углерода 3

Сероводород 6

Метилмеркаптан 8000

Этилмеркаптан 1650

Изопропилмеркаптан 40

Основную часть вредных примесей составляют метил- и этилмеркаптан.

Принципиальная технологическая схе­ма У-335 приведена на рис. 3.

Очистка СПБТ проводится в четыре ступени: три последовательно работаю­щие ступени - 10%-м раствором щело­чи NaOH , с последующей отмывкой от щелочи водой на 4-й ступени. Процесс основан на способности серосодержа­щих соединений (меркаптаны, сероводо­род) вступать в реакцию со щелочью с образованием растворимых в воде и нерастворимых в углеводородах соединений.

Каждая ступень очистки состоит из контактора - смесителя, разделителя и циркуляционного насоса. Контакторы смесители U-образные, тарельчатого типа. На 1, 2 и 3-й ступенях по четыре контактора-смесителя. На 4-й ступени - два контактора-смесителя.

Очищенная от сероводорода и меркап­танов СПБТ после водной промывки от щелочи из разделителя В-03 направля­ется на осушку в один из работающих в режиме осушки адсорберов, загруженных цеолитом NaA. Проходящая снизу вверх через адсорбер пропан-бутановая фрак­ция освобождается от воды и по коллектору направляется в товарный парк.

Первоначальной проектной схемой был предусмотрен физический способ восстановления свойств отработанного щелочного раствора .

Этот способ основывался на терми­ческой регенерации раствора щелочи и отличался повышенным расходом водя­ного пара, электроэнергии и топливно­го газа. Кроме того, образующиеся при регенерации щелочного раствора легкие меркаптаны вызывали значительную кор­розию оборудования.

Улучшить первоначальное проектное решение (блока регенерации отработан­ного щелочного раствора) удалось бла­годаря внедрению процесса «ВНИИУС-12», испытанного и внедренного на раз­личных промышленных установках демеркаптанизации углеводородного сырья.

Проведенная реконструкция установки позволила улучшить степень очистки

СПБТ и исключить сжигание меркапта­нов в печах дожига, при этом суммар­ное снижение выбросов диоксида серы составило 6 тыс. т ежегодно.

В качестве побочного процесса очи­стки получалось так называемое дисульфидное масло, представляющее собой смесь дисульфидов. Массовый состав дисульфидного масла (в %), получаемого на У-335, приведен ниже.

Углеводороды 55

Дисульфиды.... 44,8

В том числе:

диметилдисульфид 21

метилзтилдисульфид 18

диэтилдисульфид 4,2

прочие дисульфиды 1,6

Проектом не предусматривалось вы­деление дисульфидного масла с дове­дением до товарной формы. В связи с этим данный продукт закачивали в по­ток стабилизированного конденсата для последующей транспортировки по тру­бопроводам в ОАО «Салаватнефтеоргсинтез». Однако, как показали исследова­ния, дисульфидное масло может найти квалифицированное использование в нефтехимии и нефтепереработке. Кро­ме того, оно является сырьем для выде­ления из него другого ценного продук­та - диметилдисульфида.

В России дисульфидное масло про­изводится только на Уфимском НПЗ в качестве побочного продукта при очис­тке нефтепродуктов и используется на указанном предприятии в качестве ин­гибитора коксообразования в процессе пиролиза углеводородного сырья. Диметилдисульфид в России не производится, а потребности в нем удовлетворяются исключительно за счет импорта.

Производимый на У-335 продукт (ди­сульфидное масло) не мог быть исполь­зован потребителями в получаемой фор­ме, так как не соответствовал требова­ниям по ряду важных показателей, таких, как содержание тяжелых металлов, угле­водородов, давление насыщенных паров.

Специалистами ГПЗ совместно с ОАО «ВНИИУС» было проведено обследова­ние технологического процесса и пред­ложен ряд эффективных технических и технологических решений. После их ре­ализации на ГПЗ на существующем оборудовании была наработана опытная партия дисульфидного масла, требуемого потенциальными потребителями каче­ства. Массовый состав (в %) дисульфид­ного масла установки У-335 (после мо­дернизации процесса) приведен ниже.

Углеводороды менее 0,01

Дисульфиды 99,8

В том числе:

диметилдисульфид 70,8

метилзтилдисульфид 25,6

диэтилдисульфид 2,8

прочие дисульфиды 0,6

Данная партия была отправлена неф­техимическому комбинату «Сибур-Нефтехим» (г. Кстово) для проведения опыт­но-промышленных испытаний в качестве ингибитора коксообразования.

Первый этап испытаний, проходивших при участии 000 «ВНИИОС» (г. Москва), продемонстрировал перспективность использования дисульфидного масла в качестве ингибитора коксообразования. В настоящее время на комбинате ведется внедрение рекомендаций института по результатам первого этапа опытно-про­мышленных испытаний. В дальнейшем испытания планируется продолжить.

Предварительные исследования россий­ского рынка потребления диметилдисульфида продемонстрировали заинтересован­ность и ряда других нефтехимических пред­приятий в переводе своих пиролизных ус­тановок с импортного диметилдисульфида на дисульфидное масло производства 000 «Газпром добыча Оренбург».

Ориентировочный годовой объем по­требления диметилдисульфида в России составляет около 800 т в качестве сульфидирующего агента на нефтеперераба­тывающих заводах и около 600 т в каче­стве ингибитора коксообразования на нефтехимических предприятиях (на ус­тановках пиролиза).

С целью оценки целесообразности производства дисульфидного масла 000 «Газпром добыча Оренбург» подготовлен инвестиционный замысел, в котором про­работано несколько потенциально эффек­тивных путей использования дисульфидного масла (кроме использования в ка­честве ингибитора коксообразования и сульфидирующего агента).

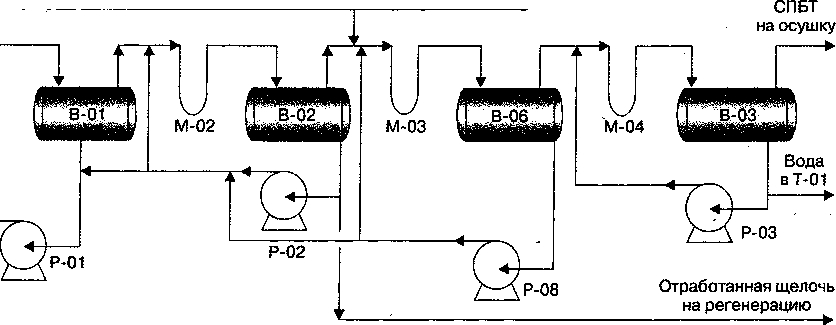
В результате проведенных исследо­ваний установлено, что диалкилдисульфиды обладают достаточно высокой ра­створяющей способностью по отноше­нию к элементарной сере. Доступность и высокая сероемкость диалкилдисульфидов позволяют также использовать их в качестве эффективного раствори­теля для удаления отложений элемен­тарной серы из газовых скважин, ком­муникаций и технологического обору­дования при добыче и промысловой об­работке высокосернистого природно­го газа.

Также дисульфидное масло может являться ценным сырьем для синтеза высоколиквидных сераорганических со­единений, имеющих широкое использо­вание в различных областях хозяйства. Проведенный анализ экономических показателей данного проекта (срок оку­паемости, внутренняя норма доходнос­ти, чистый дисконтированный доход) по­казал его высокую экономическую эф­фективность при незначительных капи­тальных вложениях.

С целью практической реализации проекта:

* разработан регламент на проекти­рование, исполнитель - ОАО «ВНИИУС» (г. Казань);
* разработан пакет необходимой документации на продукт (технические условия, паспорт безопасности), испол­нитель - ОАО «ВНИИУС» (г. Казань).

В перспективе планируется приступить к разработке проектной документации и строительно-монтажным работам.



**Рис.3** Принципиальная технологическая схема У-335

**3.4. Сверхзвуковая сепарация в технологии переработки газового углеводородного сырья.**

Для подготовки газа, добываемого на газовых или нефтяных месторождениях, к дальнейшей транспортировке потребителям используются традиционные способы, заключающиеся в из­влечении тяжелых углеводородов. К ним отно­сятся:

* абсорбционное извлечение;
* адсорбция на твердых поглотителях;
* низкотемпературная конденсация (НТК).

Первый способ — один из старейших (с 1913 г.). В качестве абсорбента в нем исполь­зуют керосиновую или дизельную фракции. Производственники называют ее «маслом», и поэтому установки получили название маслоабсорбционных.

НТК — основной способ выделения углево­дородов, заключаюпдийся в конденсации угле­водородов при понижении температуры за счет дросселирования газа (эффект Джоуля-Томсона) или его расширения в турбодетандере (изоэнтропийный процесс). Для достижения более низких температур (-70°С) используется искусственное охлаждение пропаном.

Низкотемпературная конденсация достаточ­но энергоемка, но при этом достигается макси­мально возможное извлечение жидких углеводо­родов и, соответственно, очистка и осушка газа.

В последнее время в России и за рубежом уделяется все большее внимание внедрению но­вых технологий, основанных на законах физики, термодинамики, аэродинамики. Например: регулируемые вихревые трубы;

волновой детандер-компрессор;

сверхзвуковая сепарация.

В данной статье подробно изложены вопросы, связанные с разработкой и промышленным внедрением последней техноло­гии. В 2002 г. ОАО «АК «Сибур» приступило к опытно-промыш­ленному внедрению новой технологии выделения жидких углеводородов из природного и попутного газа, получившей название сверхзвуковой сепа­рации — Super Sonic Separator (3S). Разработчик и лицензи­ар данной технологии — ком­пания TransLang Technologies Ltd. — TLT (Канада). Оператор проекта в России — компания «Фонд деловое сотрудничество "Восток-Запад". Центр "ЭНГО"».

«ЗS»-Texнoлoгия компании TLT уже запатентована в России, США, Австралии, Евразии. Центр «Энго» имеет лицензированные права на ее использование в России.

Развитие этой техноло­гии основано на достижени­ях аэродинамики, связанны» с аэрокосмической техникой. «3S»-CenapaTop (рис. 4) представляет собой участок трубо­провода. Для простоты обслу­живания и замены внутренних устройств сепаратор собран из отдельных сегментов трубопро­вода, соединенных фланцами. Газовый поток под избыточным давлением поступает в сепара­тор, закручивается специаль­ным устройством, разгоняется до сверхзвуковых скоростей в сопле и затем дросселируется. За счет резких перепадов давления (сжатие и расширение), пониже­ния температуры в рабочей зоне происходит разделение потока на газ и жидкость. Последняя отбирается через специальные устройства, а газовый поток поступает в диффузор, где его давление выравнивается, после чего газ направляется потреби­телям.

В результате сепарации по­лучается очищенный газ и жид­кий поток с остатком растворен­ных в нем легких газообразных углеводородов С1-С2, т.е. в се­паратор поступает смесь «жид­кость в газе», а из него — «газ в жидкости».

В зависимости от решаемых задач в «3S»-технологии исполь­зуются до- или сверхзвуковые сопла, различные типы закручивающих устройств и диффузоров. Стенка рабочей зоны может быть снабжена специальной перфорацией для дополнительного отбора жидкости.

На базе этих разработок были созданы соответствующие экспериментальные установ­ки сепарации природного газа, которые прошли тестирование на испытательных стендах. Взяв за основу разработанную и запатентованную в Канаде установку производительнос­тью 7-9 кг/с по входному по­току (около 500 млн нм3/гoд), работающую на испытатель­ном полигоне вблизи г. Калгари (Канада), на одном из предприятий Московской обл. был раз­работан и изготовлен экспери­ментальный стенд (рис. 2) с ус­тановкой «3S»-сепаратора про­изводительностью 1,5-2,5 кг/с по входному потоку, рабочим давлением до 150 атм. и воз­можностью изменения началь­ной температуры от -60 до

+20 0С.

Для выяснения эффектив­ности «3S»-сепаратора при па­раметрах газа, используемых в расчетах, были проведены спе­циальные эксперименты на газодинамическом стенде. На нем было проведено более 400 ис­пытаний при различных темпе­ратурах, давлениях и составах газовых смесей. Испытаны до-, около- и сверхзвуковые режимы сепарации.

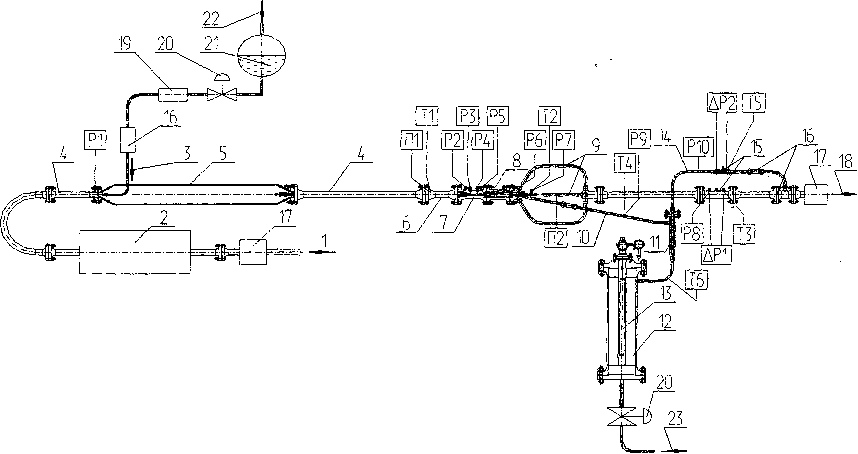
Результаты эксперимен­тов приведены в табл. 1 и 2: в табл. 1 — компонентный состав газа на входе в модельный сепа­ратор (точка 1) и выходе из него (точка 2), в табл. 2 — режимные параметры испытаний, а также значения разности измеренных объемных концентраций це­левых компонентов до и после очистки (Δα=α1-α2 , где α1 и α2 являются суммой концентраций компонентов 3-9, см. табл. 1).

Для сравнения в табл.2 при­ведены результаты очистки газа изоэнтропийным способом (Δαs) и дросселированием (ΔαD):

Δαs = α1-α2S ; ΔαD = α1-α2D

где α2S и α2D — расчетные зна­чения суммарной концентрации компонентов 3-9 для изоэнтропийного процесса, соответству­ющего расширению газа в иде­альном турбодетандере, и для процесса дросселирования соот­ветственно.

Разность концентраций це­левых компонентов до и после очистки (Δα) по «3S»-технологии близка к значениям для изоэнтропийного процесса, в то время как для процесса дросселирова­ния — значительно выше.



**Рисунок 4.** Схема экспериментального стенда.

1 - рабочий газ; 2 — теплообменник; 3 — жидкие компоненты;

4,9,10,14 — трубопроводы; 5 — смеситель;

б — входной отсек; 7 — сепарационный отсек;

8 — разделительный отсек; 11 — шнековый сепаратор;

12 — емкость для жидкости; 13 — уровнемер;

15 — трубы Вентури; 16 —дроссельные шайбы;

17 —расходомерные сопла; 18 — подача смеси на сжигание;

19 — турбинный расходомер; 20 — клапаны;

21 —- емкость с целевыми компонентами; 22 — сжатый азот;

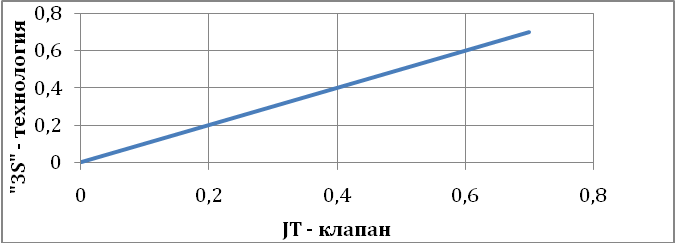
23 — трубопровод для выхода жидкости.

*Приборы:* П1, П2 — пробоотборники; Т1-Т6 — термопары; Р1-Р10 — датчики давлений;

API, АР2 — датчики перепада давлений для труб Вентури

В сравнении с традиционными технология­ми (JT-клапан — дроссель) установки «3S» при любых условиях работы превосходят по эффек­тивности: выделение тяжелых углеводородов увеличивается не менее чем на 30% (притом же перепаде давления), а экономия компрессорных мощностей при решении задач подготовки газа к транспортировке достигает 50-70%, вследствие чего уменьшаются эксплуатационные издержки. Они эффективно работают и в таких условиях, когда JT-клапан неприменим.

На рис.3 представлен график сравнительной эффективности «3S»-установки и JT-клапана при сепарации газового потока для одной из се­рий испытаний в дозвуковом режиме.



**Рисунок 5.** Степень извлечения тяжелых углеводородов по «3S» (эксперимент) и JT (расчет) – технологиям, %.

Каждой точке на этом графике соответствует резуль­тат испытания «3S»-установки. При этом со­ответствующее значение по вертикальной оси означает степень извлечения тяжелых угле­водородов, достигнутую в этом эксперименте, а по горизонтальной оси — расчетную степень извлечения для JT-клапана притом же пере­паде давления.

Уже сейчас (на ранней стадии развития технологии) схемы НТК с использованием «3S»-сепаратора превосходят по эффективности схемы с использованием турбодетандеров (изоэнтропийный процесс) в случае низкого и уме­ренного расхода газа и для достаточно богатых по содержанию соответствующих компонентов га­зов. На рис.4 представлен сравнительный анализ использования двух таких схем с одинаковыми входными и выходными параметрами.

«3S»-Сепараторы можно эффективно исполь­зовать во многих ситуациях, когда турбодетандеры неприменимы по техническим (например, высокое входное давление) или экономическим (выделение пропан-бутанов на месторождениях малого и среднего объема) соображениям.

* «3S»-Технология обладает потенциалом ис­пользования при решении следующих задач га­зовой промышленности:
* подготовка газа к транспортировке (дегид­ратация и выделение тяжелых углеводородов);
* извлечение пропан-бутанов (LPG), H2S и CO2, этана;
* сжижение метана.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| № | Компонеты | Концентрация, % об. | | | | | | | | | |
| Пуск 1 | | Пуск 2 | | Пуск 3 | | Пуск 4 | | Пуск 5 | |
| Т. 1 | Т. 2 | Т. 1 | Т. 2 | Т. 1 | Т. 2 | Т. 1 | Т. 2 | Т. 1 | Т. 2 |
| 1 | Метан | 92,26 | 95,71 | 94,86 | 96,3 | 93,48 | 95,1 | 94,63 | 96,29 | 95,18 | 96,05 |
| 2 | Этан+этилен | 0,87 | 0,84 | 0,85 | 0,83 | 0,96 | 0,93 | 0,94 | 0,91 | 0,92 | 0,89 |
| 3 | Пропан+пропилен | 3,07 | 1,62 | 1,62 | 1,16 | 1,73 | 1,31 | 1,27 | 1,12 | 1,25 | 0,98 |
| 4 | изо-Бутан | 0,5 | 0,18 | 0,34 | 0,16 | 0,58 | 0,34 | 0,36 | 0,16 | 0,26 | 0,13 |
| 5 | н-Бутан | 1,05 | 0,31 | 0,73 | 0,3 | 1,02 | 0,52 | 0,68 | 0,3 | 0,57 | 0,27 |
| 6 | н-Бутанен | 0,02 | 0,01 | 0,01 | 0,004 | <0,005 | <0,003 | <0,005 | <0,003 | <0,005 | <0,005 |
| 7 | изо-Бутен | 0,01 | <0,003 | 0,005 | <0,003 | <0,005 | <0,003 | <0,005 | <0,003 | <0,005 | <0,005 |
| 8 | цис-Бутен | 0,04 | 0,01 | 0,03 | 0,01 | 0,02 | 0,01 | 0,02 | 0,01 | 0,02 | <0,005 |
| 9 | Метил-бутен+транс-бутен | <0,003 |  | 0,02 | <0,003 | 0,03 | 0,01 | 0,03 | <0,005 | 0,02 | <0,005 |
| 10 | Кислород+аргон | 1,19 | 0,43 | 0,75 | 0,37 | 0,33 | 0,76 | 0,88 | 0,36 | 0,61 | 0,44 |
| 11 | Азот | 0,92 | 0,84 | 0,74 | 0,82 | 0,8 | 0,97 | 1,2 | 0,8 | 1,12 | 1,18 |
| 12 | Диоксид углерода (СО2) | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 | 0,05 |

**Таблица 6.** Компонентный состав газа до и после сепарационной отчистки.

В настоящее время созданы и испытаны установки, способные эффективно извлекать углеводороды С5+ и С3+. Ведутся испытания «3S»-установки, предназначенной для осушки природного газа от паров воды. Проводятся ин­тенсивные экспериментальные исследования по дальнейшему повышению эффективности «3S»-установок для выделения С3+ и созданию установки для выделения этана.

На основе предлагаемой технологии в сочета­нии с традиционным оборудованием (теплообмен­ники, газожидкостные сепараторы, холодильни­ки, дистилляционные и ректификационные ко­лонны и т.д.) созданы высокоэффективные схемы низкотемпературной конденсации, которые можно использовать на промыслах и газоперерабатывающих заводах, в том числе при переработке газа на морских платформах.

«3S»-Технологии имеют некоторые преимущества по сравнению с традиционными методами очистки природного газа:

* малогабаритность и, как следствие, — возможность размещения в достаточно ограни­ченном объеме, легкого включения в комплекс другого оборудования, снижение стоимости монтажа;
* низкие капитальные и эксплуатационные затраты;
* экологическая безопасность;
* отсутствие движущихся деталей;
* отсутствие необходимости постоянного обслуживания;
* возможность использования энергии пласта.

Достигнутые результаты позволяют гово­рить о том, что технологии с использованием «3S»-сепараторов превзойдут эффективность соответствующих комплексов, основанных на турбодетандерах, в широком диапазоне возможных применений, в том числе при выделении этановой фракции.

# 4. Экспериментальная часть

**4.1. Описание технологического процесса и схемы установки УКПГ.**

Продукция скважин с узла входа шлейфов поступает на первую ступень сепарации в вертикальный сепаратор С-1 через электроприводной кран ЭКП-6 и регулирующий клапан давления КР-1, который поддерживает давление «после себя». Регулирующий клапан КР-1 прямого действия обеспечивает стабильное давление на входе в сепаратор первой ступени С-1 модуля подготовки газа.

Для предотвращения гидратообразования перед КР-1 постоянно подается метанол через обратный клапан ОК10 и В25 из блока дозирования ингибитора БДИ-2/2 или метанол с концентрацией до 40% от дозировочного насоса Н-2/1,2. Давление в метанолопроводе замеряется техническим манометром по месту.

В сепараторе первой ступени С-1, под действием сил гравитации происходит предварительное отделение из газового потока капельной жидкости и мехпримесей.

Отсепарированная жидкая фаза (газовый конденсат, метанольная вода) и мехпримеси по уровню поз.23 через клапан регулятор уровня Клр-1 и клапан запорный Клз-1 отводится в разделитель жидкости РЖ-1.

Частично отсепарированный газовый поток по трубопроводу с давлением из сепаратора С-1 подается в трубное пространство двухсекционного теплообменника «Газ-Газ» Т-1, где охлаждается обратным холодным потоком осушенного газа, проходящего по межтрубному пространству теплообменника Т-1.

На газопроводе между С-1 и Т-1 установлены два отсекающих крана К-45 и К-46 с контрольным вентилем В38 и три крана К47, К48 и К49 с заглушками для подключения в перспективе аппаратов воздушного охлаждения и дожимной компрессорной станции. Все краны с ручным управлением.

Перед кранами К45 и К46 и перед теплообменником Т-1, для предотвращения гидратообразования в аппаратах воздушного охлаждения и в трубном пространстве Т-1, предусмотрена подача метанола по метанолопроводу через обратные клапаны ОК13, ОК14 и вентили В36,В37.

Подача метанола осуществляется от БДИ-2/2. Продувка форсунок для впрыскивания метанола ведется обратным потоком газа при закрытом вентиле В36, В37 и открытом вентиле В103, В104 на трубопроводе сброса продуктов продувки в продувочный трубопровод технологического модуля.

Охлажденный в теплообменнике Т-1 прямой поток газа по трубопроводу поступает через регулирующий клапан давления КР-2 в сепаратор второй ступени С-2.

Регулирующий клапан прямого действия КР-2 обеспечивает стабильное давление газа на входе в блок сепаратора С-2 модуля подготовки газа. Давление до КР-2 и после него замеряется электроконтактными манометрами ЭКМ с выводом предупредительной сигнализации давления в операторную.

После клапана КР-2 газовый поток по трубопроводу поступает в сепаратор С-2.

Для предотвращения превышения давления на входе в сепаратор С-2 установлены сдвоенные предохранительные клапаны ПК-2. Метанол поступает от блока распределения метанола БДИ-2/1. Открытие клапана Клз-3 производится при срабатывании предохранительного клапана ПК-2 и повышении давления после него до давления 0,02 МПа.

В сепараторе С-2 происходит отделение капельной жидкости, которая сконденсировалась в результате снижения температуры в теплообменнике Т-1 и снижения давления после клапана КР-2.

Освобожденный от капельной жидкости основной газовый поток из С-2 поступает в трубное пространство теплообменника "Газ-Газ" Т-2, где охлаждается обратным холодным потоком осушенного газа, проходящего по межтрубному пространству теплообменника Т-2.

Перед теплообменником Т-2 предусмотрена подача метанола по метанолопроводу через обратные клапаны ОК14 и вентиль В59 для предотвращения гидратообразований в теплообменнике Т-2.

Охлажденный в теплообменнике Т-2 прямой поток газа по трубопроводу Ду300 через кран К56 направляется на регулирующий клапан давления КР-3, на котором дросселируется и охлаждается за счет дроссельэффекта.

После клапана КР-3 газовый поток при температуре направляется в сепаратор С-3.

Часть потока газа, из сепаратора С-2 в качестве активного газа подается на два эжектора ЭЖ-1, ЭЖ-2 для утилизации низконапорного газа стабилизации и газа выветривания от установки деэтанизации и стабилизации УДСК и газа выветривания из разделителя жидкости РЖ-2.

На вход низкотемпературного сепаратора С-3 поступают газы дегазации конденсата из РЖ-1 через задвижку Зд28, а также впрыскивается часть «тяжелого» газового конденсата из РЖ-1 в межтрубном пространстве теплообменника ТР-1 газовым конденсатом из сепаратора С-3.

Расход «тяжелого» газового конденсата поступающего на впрыск, регулируется клапаном регулятором расхода Клр-9, установленного на входе в межтрубное пространство теплообменника ТР-1

Подача «тяжелого» газового конденсата перед С-3 производится через форсунки, с целью более полного извлечения углеводородов С5+высшие из газожидкостного потока.

Для предотвращения превышения давления на входе в сепаратор С-3 установлены сдвоенные предохранительные клапаны ПК-3. Для предупреждения гидратообразования, в момент срабатывания предохранительного клапана ПК-3, перед ними, по метанолопроводу через обратный клапан ОК21 и клапан запорный Клз5 производится ввод метанола в поток газожидкостной смеси. Метанол поступает от блока распределения метанола БДИ-2/1. Открытие клапана Клз5 производится при срабатывании предохранительного клапана ПК-3 и повышении давления после него.

В низкотемпературном сепараторе С-3 происходит отделение капельной жидкости за счет изменения скорости и направления газожидкостного потока.

Отсепарированная жидкость (газовый конденсат, метанольная вода) по уровню через регулирующий клапан уровня Клр-6 и запорный клапан Клз-6 выводится в трубное пространство теплообменника ТР-1, где нагревается потоком газового конденсата, проходящего по межтрубному пространству ТР-1 из РЖ-1.

Температура газожидкостного потока на входе низкотемпературного сепаратора С-3 замеряется ртутным термометром.

Осушенный от углеводородного конденсата и влаги природный газ из низкотемпературного сепаратора С-3, после оперативного замера расхода газа на быстросъемной диафрагме поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-2, где нагревается прямым потоком сырого газа.

Давление осушенного газа, на выходе из технологического модуля, поддерживается автоматически регулирующим клапаном Клр-4.

Жидкая фаза (газовый конденсат, метанольная вода) из сепаратора первой ступени С-1 направляются через регулирующий клапан КР-13 в разделитель жидкости РЖ-1, где производится разделение на углеводородный конденсат, газ и метанольную воду.

Давление жидкой фазы до и после КР-13 замеряется техническими манометрами.

Температура жидкой фазы на входе в РЖ-1 замеряется ртутным термометром. Насыщенный метанол из РЖ-1 по уровню через регулирующий клапан Клр-7, пройдя измерение расхода на замерном устройстве ЗУ4 по трубопроводу Ду80 подается в блок выветривания газа ВГ-1/1,2 установки смешения, травления и распределения метанола.

Углеводородный конденсат и метанольная вода из низкотемпературного сепаратора С-3 поступает в трубное пространство теплообменника ТР-1, где нагревается углеводородный конденсат из трубного пространства теплообменника ТР-1 подается либо на вход трубного пространства теплообменника ТР-2, через задвижку Зд53 объединяясь с газовым конденсатом из сепаратора С-2, либо на выход из теплообменника ТР-2через задвижку Зд56.

В разделителе жидкости происходит разделение жидкой фазы на метанольную воду и углеводородный конденсат за счет разностей плотностей и дегазации жидкой фазы при давлении.

Метанольная вода из разделителя жидкости РЖ-2 по уровню через замерное устройство ЗУ6 и регулирующий клапан Клр-12 выводится в выветриватели газа ВГ-1/1,2.

Газ дегазации из разделителя жидкости РЖ-2 по давлению через замерное устройство ЗУ8 и регулирующий клапан Клр-10 выводится на эжектор ЭЖ-1, с давлением 2,6÷2,8 МПа и температурой плюс 15÷20 °С.

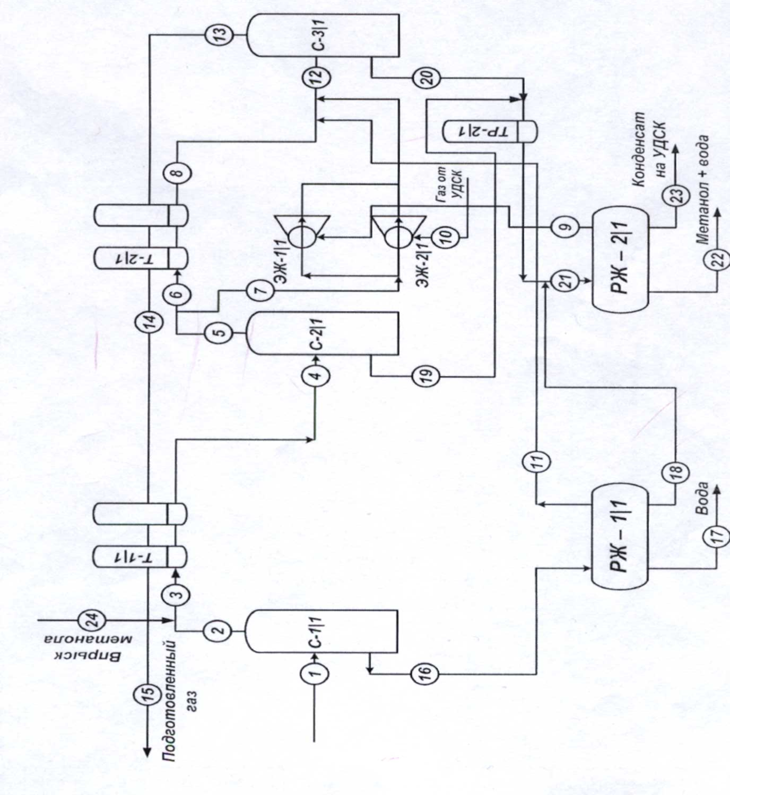
Температура газов дегазации замеряется ртутным термометром поз.5-16.

Для распределения метанола по точкам ввода применяются блоки дозирования ингибитора (метанола) БДИ2/1, БДИ-2/2.

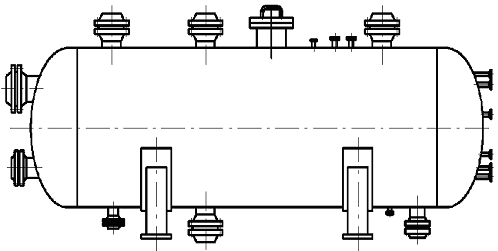
В целях сокращения расхода свежего метанола проектом предусматривается возможность подачи на вход сепаратора первой ступени сепарации С-1, насыщенного метанола выше 40 % концентрации. Подача насыщенного метанола на прием насосов ведется из трубопровода Ду50 выхода его из разделителя жидкости РЖ-2 по трубопроводу Ду20 через вентиль В40, блок фильтров БФ-2/1 и приемный колпак Ду200. По трубопроводу Ду15 насыщенный метанол через колпак воздушный КВ-1, обратный клапан ОК10 и вентиль В25 подается в трубопровод Ду300 на вход газа в сепаратор С-1.

При достижении содержания горючих газов в воздухе помещения технологического модуля подготовки газа 10 % нижнего концентрационного предела воспламенения (НКПВ) автоматически включаются аварийные вытяжные вентиляторы. При загазованности помещения до 15 % предусматривается сигнализация, а при концентрации выше 20 % эксплуатация модуля подготовки газа прекращается: сначала закрывается электроприводной кран ЭКП-6, а затем кран ЭКП-7.

Дренаж всех сепараторов и аппаратов технологического модуля подготовки газа по трубопроводу Ду50/100 ведется в подземную дренажную емкость Е-1. Дренажная емкость, объемом 40 м3, снабжена погружным электронасосным агрегатом ГДМП с подачей до 10 м3/ч, напором 340 м ст. жидкости. Жидкость из Е-1 под давлением насосом Н-1 нагнетается на вход разделителя жидкости РЖ-2 технологического модуля. Для возможности подогрева жидкости емкость снабжена подогревателем. В качестве теплоносителя используется пар от котельной УКПГ.



**Рисунок 1** - Принципиальная схема модуля подготовки газа МПГ 1.



**Рисунок 2** – Газовый сепаратор.

**4.2. Моделирование процессов промысловой подготовки газовых конденсатов.**

На кафедре химической технологии топлива ТПУ разработаны математические модели процессов промысловой подготовки нефти, газа и газового конденсата, на основе которых создана технологическая моделирующая система (ТМС) для расчета материальных, тепловых балансов и оперативного анализа технологических режимов УКПГ[1-41].

На рис. 9 представлена ТМС комплексной технологии подготовки газового конденсата.

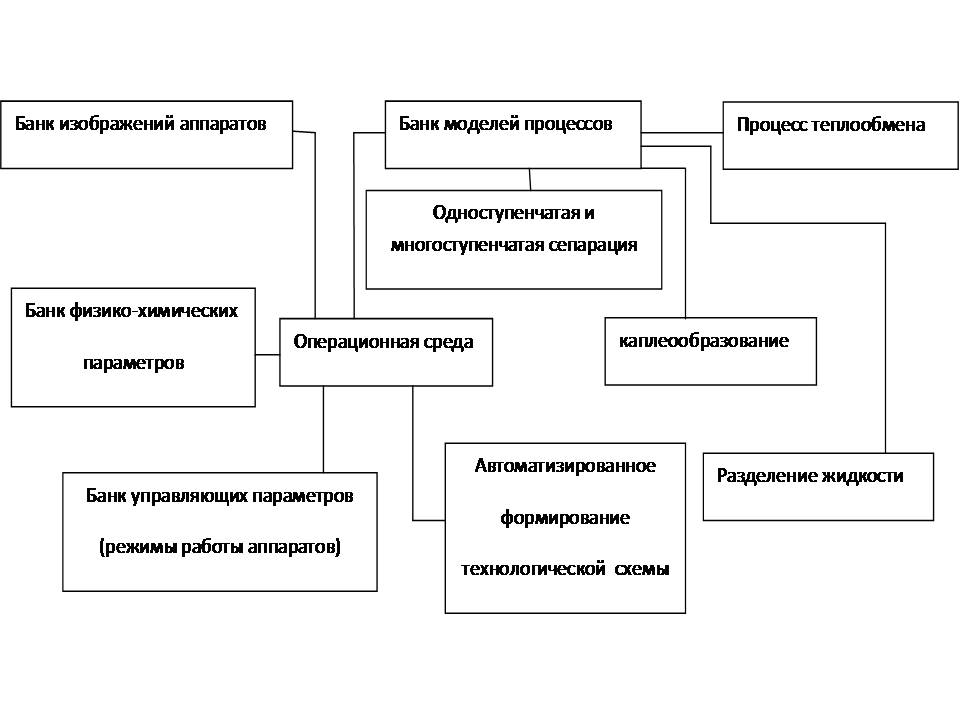
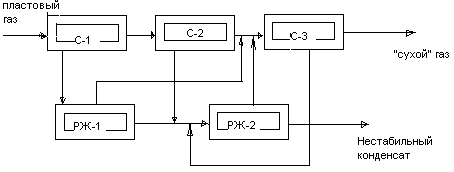


Рисунок 9 - Структура ТМС установки подготовки газовых конденсатов.

Основными блоками ТМС технологии комплексной подготовки газового конденсата являются модули расчета процессов сепарации, каплеобразования, разделения жидкостей, дросселирования и теплообмена.

**4.3. Результаты проведения расчетов.**

В соответствии с технологической схемой была составлена расчетная.



**Рисунок 3** – Расчетная схема установки.

Основное уравнение для расчета частичного однократного испарения многокомпонентной системы:

 ;  (1)

Расчет по математической модели (уравнения 1) осуществляется методом итераций, путем подбора значения доли отгона *e*, контролем правильности решения является выполнение условий

 (2)

*Kфр*  могут быть рассчитаны различными методами (Антуана, Шилова, Пенга-Робинсона, Ридлиха-Квонга-Соаве и т.д.).

Константа фазового равновесия может быть представлена в виде:

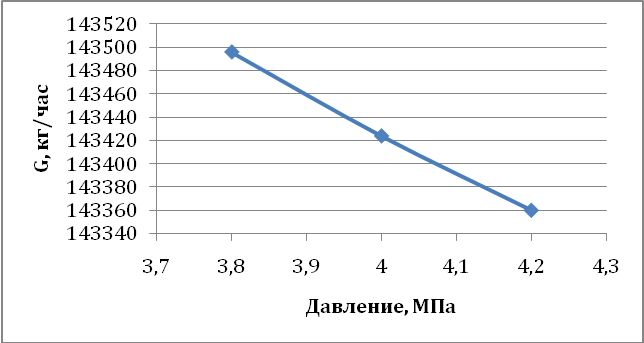
 (3)

Где  - давление насыщенного пара компонента (чистого вещества),

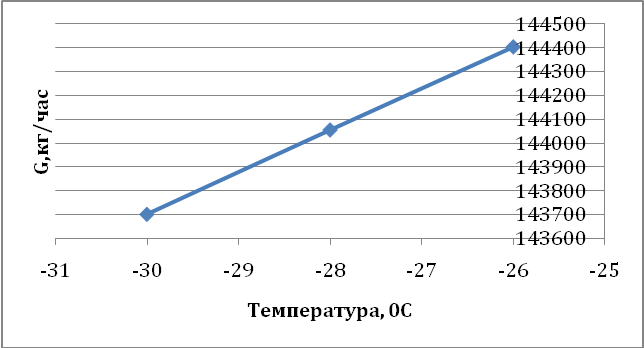
 - общее давление в системе.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Значения варьирования параметров в сепараторах. | Результаты расчета. | | | | | | | |
|  | | | Содержание компонентов в товарном газе. | | | | |
| Выход газа, кг/час | Точка росы по УВ,0С | Влагосод.,  г/м3 | СН4,  кг/час | СН3ОН,  кг/час | Н2О,  кг/час | С3+,  г/м3 | С5+,  г/м3 |
| Сепаратор №1 |  | | | | | | | |
| Давление, Мпа |  | | | | | | | |
| 8,3 | 143209,9 | -16,93 | 0,162 | 110872,7 | 0,9 | 0,2 | 76,168 | 2,239 |
| 8,4 | 143210,9 | -16,93 | 0,161 | 110873,6 | 0,9 | 0,2 | 76,168 | 2,239 |
| 8,5 | 143204,3 | -16,93 | 0,160 | 110868,1 | 0,9 | 0,2 | 76,170 | 2,240 |
| Тем-ра, 0С |  | | | | | | | |
| 18 | 143189,7 | -16,97 | 0,138 | 110875,5 | 0,9 | 0,2 | 76,046 | 2,284 |
| 20 | 143197,3 | -16,94 | 0,145 | 110874,9 | 0,9 | 0,2 | 76,089 | 2,270 |
| 22 | 143198,3 | -16,91 | 0,151 | 110870,9 | 0,9 | 0,2 | 76,121 | 2,257 |
| Сепаратор №2 |  | | | | | | | |
| Давление, Мпа |  | | | | | | | |
| 7,4 | 143138,4 | -17,10 | 0,182 | 110866,7 | 1,0 | 0,2 | 75,847 | 2,273 |
| 7,7 | 143161,0 | -17,01 | 0,173 | 110867,6 | 1,0 | 0,2 | 75,955 | 2,263 |
| 8 | 143182,6 | -17,97 | 0,166 | 110868,0 | 1,0 | 0,2 | 76,061 | 2,251 |
| Тем-ра, 0С |  | | | | | | | |
| 2 | 143228,5 | -16,85 | 0,152 | 110869,5 | 0,9 | 0,2 | 76,284 | 2,225 |
| 0 | 143282,5 | -16,71 | 0,141 | 110870,7 | 0,9 | 0,2 | 76,512 | 2,192 |
| -2 | 143319,4 | -16,59 | 0,132 | 110871,8 | 0,8 | 0,1 | 76,734 | 2,158 |
| Сепаратор №3 |  | | | | | | | |
| Давление, Мпа |  | | | | | | | |
| 3,8 | 143496,1 | -16,01 | 0,247 | 110867,3 | 1,5 | 0,3 | 77,661 | 2,624 |
| 4 | 143424,1 | -16,22 | 0,224 | 110867,6 | 1,3 | 0,2 | 77,293 | 2,531 |
| 4,2 | 143360,3 | -16,40 | 0,205 | 110868,0 | 1,2 | 0,2 | 76,965 | 2,448 |
| Тем-ра, 0С |  | | | | | | | |
| -26 | 144440,3 | -13,21 | 0,485 | 110865,6 | 2,6 | 0,5 | 82,319 | 4,031 |
| -28 | 144405,0 | -14,28 | 0,354 | 110866,3 | 2,0 | 0,4 | 80,531 | 3,426 |
| -30 | 143700,0 | -15,35 | 0,261 | 110867,3 | 1,5 | 0,3 | 78,711 | 2,889 |

**Таблица №1**- Результаты расчетов влияния технологических параметров на процесс промысловой подготовки газового конденсата.

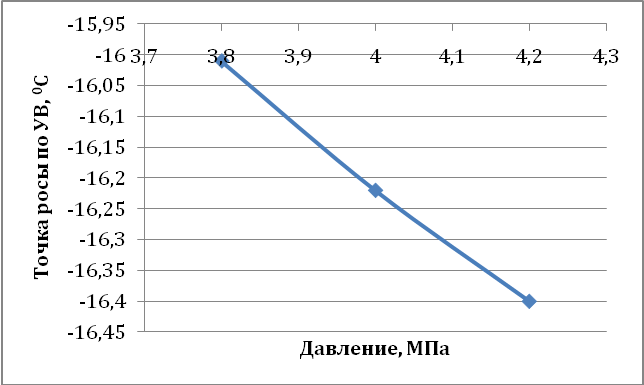


**Рисунок 1** – Зависимость расхода товарного газа от давления в третьем сепараторе.

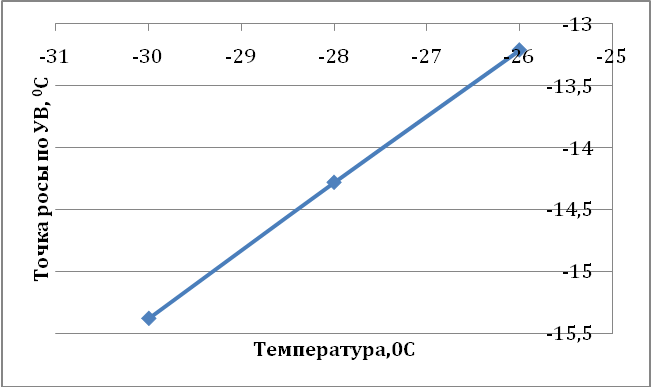


**Рисунок 2** – Зависимость расхода товарного газа от температуры в третьем сепараторе.

Рассмотрим изменение выхода товарного газа при увеличении температуры и давления. Из рисунка 1 следует, что при увеличении давления в третьем сепараторе, значительно уменьшается выход товарного газа. Однако, при увеличении температуры в третьем сепараторе (рис. 2), выход товарного газа увеличивается.

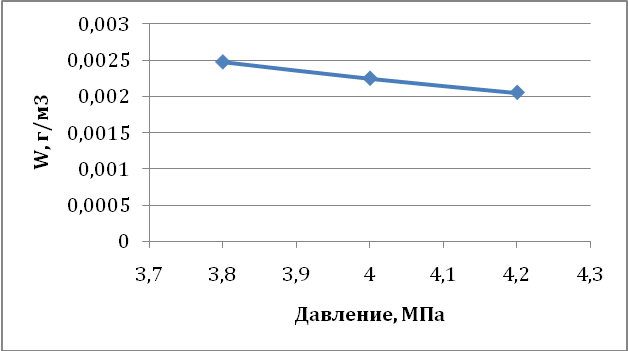


**Рисунок 3** – Зависимость точки росы по УВ от давления в третьем сепараторе.



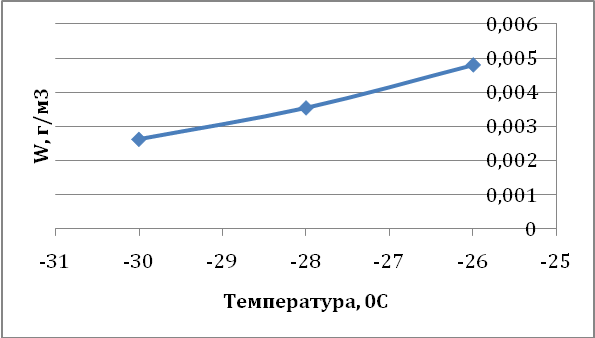
**Рисунок 4** – Зависимость точки росы по УВ от температуры в третьем сепараторе.

Если рассматривать зависимости точки росы по УВ от температуры и от давления, то из графиков следует, что при увеличении давления (рис. 3) и при понижении температуры (рис.4), температура точки росы понижается и, следовательно, качество товарного газа улучшается.



**Рисунок 5** – Зависимость влагосодержания от давления в третьем сепараторе.

Если рассматривать изменение влагосодержания при варьировании давления в третьем сепараторе, то из рисунка 5 можно сделать вывод, что при увеличении давления, влагосодержание в товарном газе уменьшается.



**Рисунок 6** – Зависимость влагосодержания от температуры в третьем сепараторе.

Делая вывод по рисунку 6, можно сказать, что при понижении температуры в третьем сепараторе влагосодержание тоже уменьшается.

Зависимости выхода товарного газа от температуры и давления в первом и во втором сепараторе приведены в приложении 1. А так же приведены зависимости влагосодержания, содержание вода, метанола, компонентов С3+ и С5+  от температуры и давления.

Приложение 1.

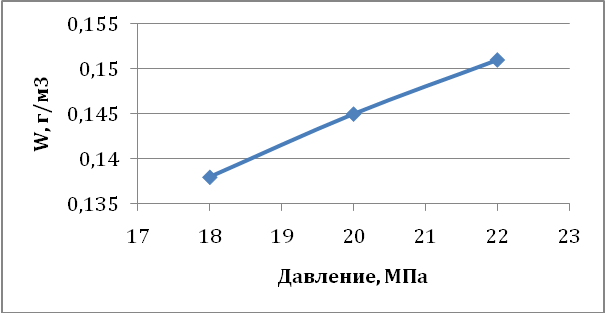


Рисунок 1 – зависимость влагосодержания от давления в первом сепараторе.

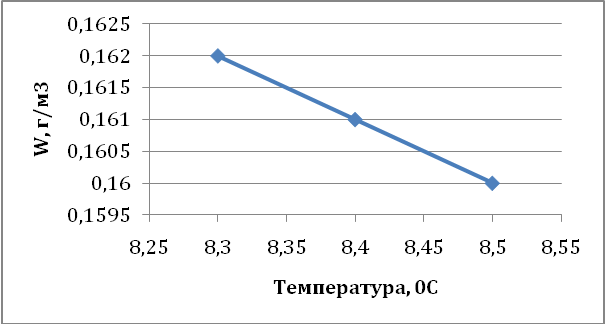


Рисунок 2- зависимость влагосодержания от температуры в первом сепараторе.

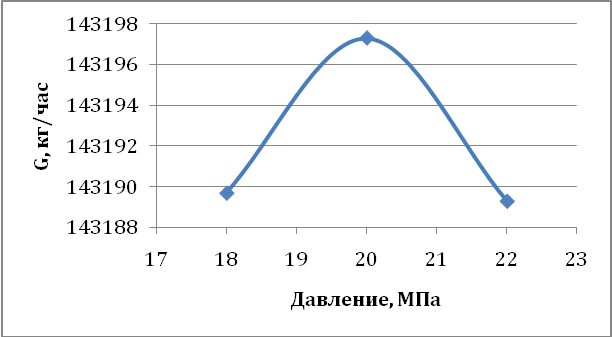


Рисунок 3- зависимость расхода товарного газа от давления в первом сепараторе.

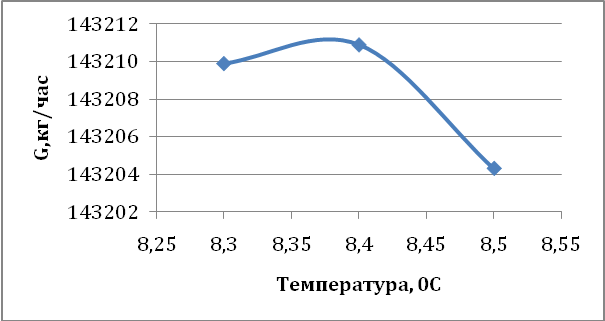


Рисунок 4- зависимость расхода товарного газа от температуры в первом сепараторе.

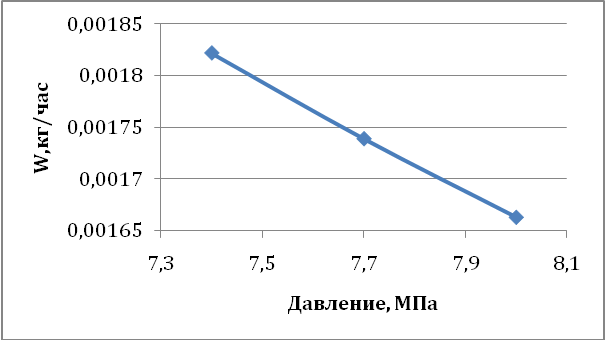


Рисунок 5- зависимость влагосодержания от давления во втором сепараторе.

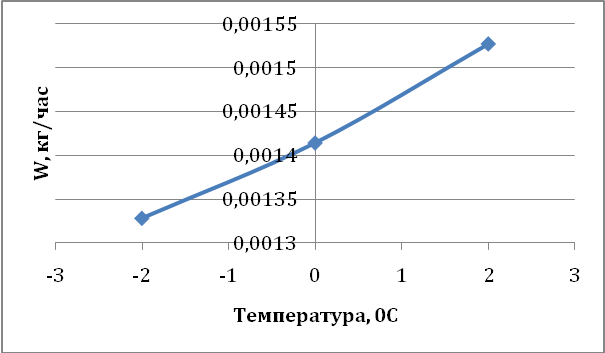


Рисунок 6- зависимость влагосодержания от температуры во втором сепараторе.

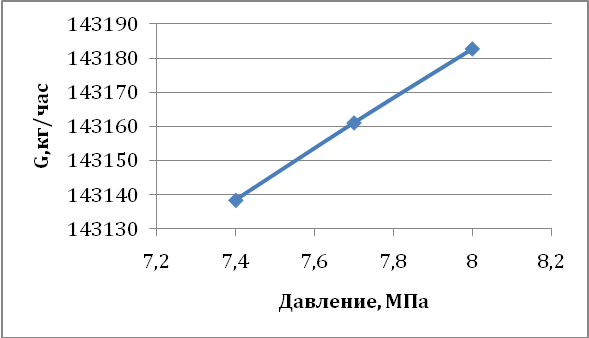


Рисунок 7- зависимость выхода товарного газа от давления во втором сепараторе.

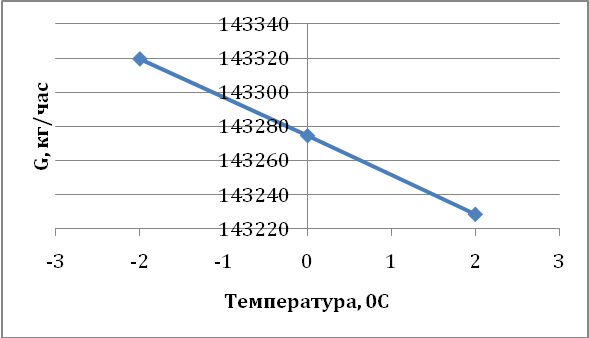


Рисунок 8 – зависимость выхода товарного газа от температуры во втором сепараторе.

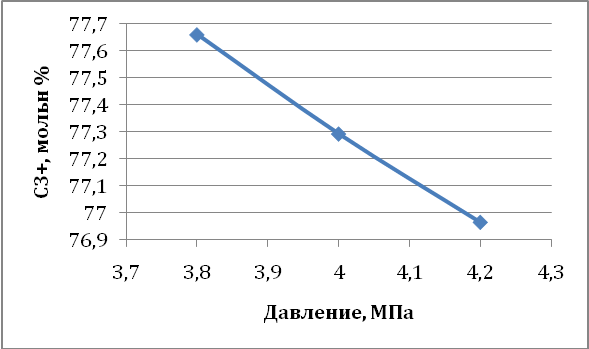


Рисунок 9 – зависимость содержания С3+ от давления в третьем сепараторе.

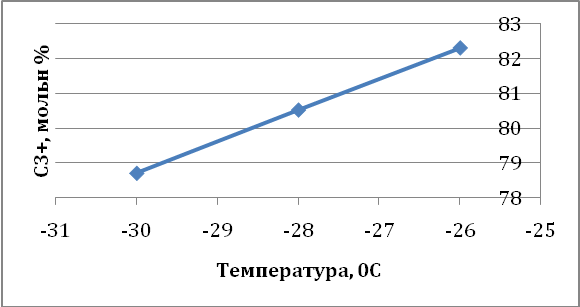


Рисунок 10 – зависимость содержания С3+ от температуры в третьем сепараторе.

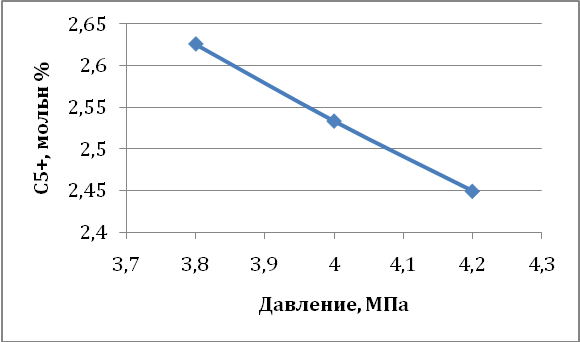


Рисунок 11 – зависимость содержания С5+ от давления в третьем сепараторе.

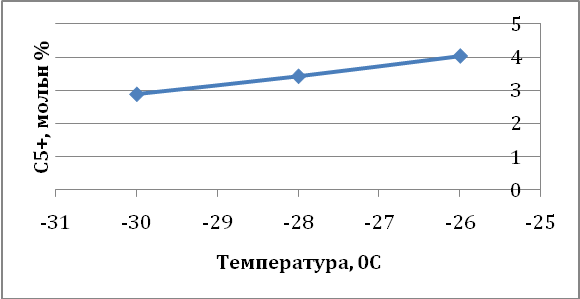


Рисунок 12 – зависимость содержания С5+ от температуры в третьем сепараторе.

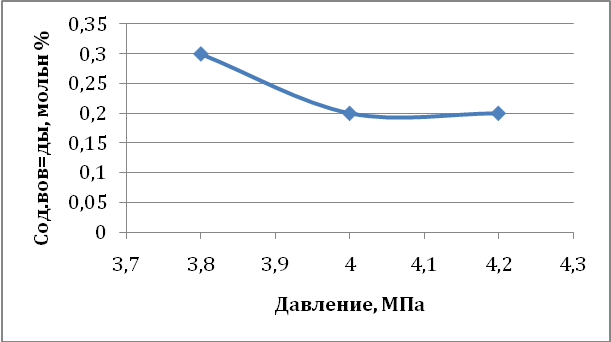


Рисунок 13 – зависимость содержания воды от давления в третьем сепараторе.

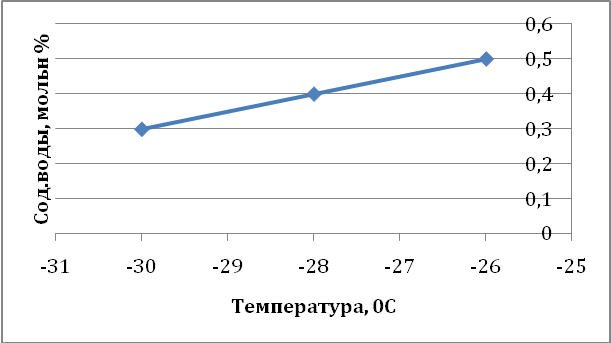


Рисунок 14 – зависимость содержания воды от температуры в третьем сепараторе.

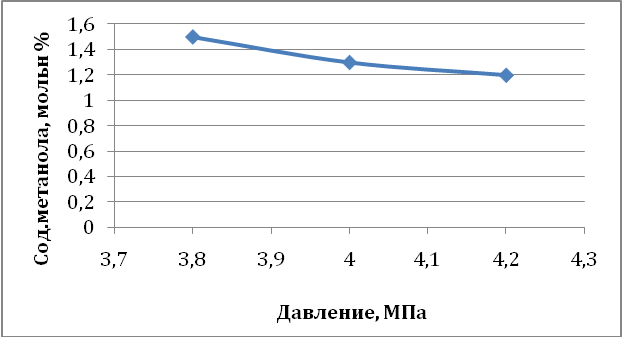


Рисунок 15 – зависимость содержания метанола от давления в третьем сепараторе.

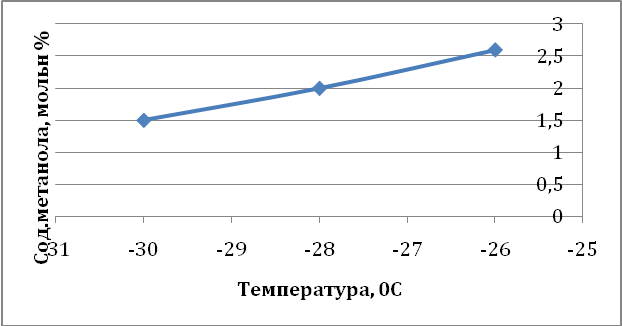


Рисунок 16 – зависимость содержания метанола от температуры в третьем сепараторе.