

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО-СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Факультет «ТНГХП»

**Кафедра «Технология нефтегазохимической промышленности»
Допускается к защите**

Декан факультета «ТНГХП»
доц. Атауллаев Ш.Н. _____
Регистрационный номер № ____
«__» _____ 2019 год

Заведующий кафедрой «ТНГХП»
доц. Бозоров Г.Р. _____
«__» _____ 2019 год

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА

Тема: «Выбор и расчёт десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля»

ВЫПОЛНИЛ:

студент группы 5-15 НГКСТ
Тен В.Л.

РУКОВОДИТЕЛЬ:

Нуруллаева З.В.

День защиты _____

Протокол КГА _____

Оценка КГА _____

Секретарь КГА _____

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Факультет «ТНГХП»

Кафедра «Технология нефте-газохимической промышленности»

Группа 5-15 НГКСТ по направлению
«Технология нефте-газохимической промышленности»

"Утверждаю" _____

Зав. кафедры доц Бозаров Г.Р.

2019 год 14.01.

ЗАДАНИЕ К ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЕ

Студент: Тен Вячеслав

1. Тема выпускной квалификационной работы: *«Выбор и расчёт десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля»*

Одобрено на заседании кафедры протокола № 7 от 22. 11. 2018 года и утверждено ректором института 13.12.2018 г. приказом № 58 –КВ НГКСТ.

2. Срок сдачи выпускной квалификационной работы: 1 июня 2019 года

3. Исходные данные для выполнения выпускной квалификационной работы:
Список литературы для изучения и выбора технологии разделения газовой смеси абсорбционными методами. Технические данные расчёта десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля.

Составная часть пояснительно-расчётной записки (список разработанных задач):

ВВЕДЕНИЕ

1. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

4. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ И ПРОМЫШЛЕННАЯ ЭКОЛОГИЯ

5. ГРАФИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

ВЫВОД

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ЛИТЕРАТУР

5. Список графической работы

5.1. Схема установки осушки газа ДЭГ

5.2. Схема установки регенерации диэтиленгликоля с паровым подогревом

5.3. Схема для расчета рабочей высоты десорбера

5.4. Схема осушки сероводородсодержащих газов и регенерация гликоля

6. Консультанты выпускной квалификационной работы

| № | Название раздела | Ф.И.О. преподавателя- консультанта | Подпись, дата | |
|---|-----------------------------------|--|-------------------|----------------------|
| | | | Задание выдано | Задание выполнено |
| 1 | Введение | Нуруллаева З.В | 14.01. 2019 | 04.05.2019 г. |
| 2 | Техническая часть | Нуруллаева З.В. | 14.01. 2019 | 16. 02.2019 г. |
| 3 | Технологическая часть | Нуруллаева З.В. | 14.01. 2019 | 25.05.2019 г. |
| 4 | Расчетная часть | Нуруллаева З.В | 14.01. 2019 | 25.05.2019 г. |
| 5 | Безопасность жизнедеятельности | Атамуратова Т.И | 14.01. 2019 | 25.05.2019 г. |
| 6 | Графическая часть | Нуруллаева З.В | 14.01. 2019 | 01.06.2019 г. |

7. План выполнения выпускной квалификационной работы

| № | Наименование этапов выпускной работы | Время выполнения | Отметка о прохождении проверки |
|------|---|---------------------|--------------------------------------|
| I. | Введение | 04.05.2019 г. | |
| II. | Техническая часть | 16. 02.2019 г. | |
| III. | Технологическая часть | 25.05.2019 г. | |
| IV. | Расчетная часть | 25.05.2019 г. | |
| V. | Безопасность жизнедеятельности | 25.05.2019 г. | |
| | Выводы | 01.06.2019 г. | |

Руководитель выпускной работы Нуруллаева З.В. _____

Принял задание на выполнение Тен Вячеслав _____

Дата выдачи задания 14. 01. 2019 год

Содержание.

ВВЕДЕНИЕ

1. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.

- 1.1. Осушка природных газов
- 1.2. Физико-химические свойства гликолей
- 1.3. Факторы, влияющие на процесс осушки
- 1.4. Схемы процессов осушки
- 1.5. Аппаратура установок абсорбционной осушки

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

- 2.1. Анализ установки осушки газа диэтиленгликолем
- 2.2. Осушка кислых газов
- 2.3. Анализ установок регенерации абсорбентов

3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

- 3.1. Расчёт десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля.

4. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ И ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

- 4.1. Охрана окружающей среды на установках осушки углеводородных газов.

ВЫВОДЫ.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ЛИТЕРАТУР

| | | | | | | | |
|-----------|--------------|------------|-------|------|------------------------|------|--------|
| | | | | | 5321400-ТНГХП | | |
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | | |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | Литер | Лист | Листов |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | | |
| Утвердил: | Бозоров Г.Р. | | | | Бух. ИТИ 5-15 ТНГХП | | |
| | | | | | | | |

ВВЕДЕНИЕ

По итогам 2018 года власти Узбекистана планируют освоить 1,7 млрд долларов прямых иностранных инвестиций (без учета АО «Узбекнефтегаз»), в 2019 году – 3,5 млрд долларов. Об этом говорится в материалах Государственного комитета республики по инвестициям.

За последние 20 лет объем освоенных прямых иностранных инвестиций и негарантированных кредитов в экономику Узбекистана составил 25,3 млрд долларов, из которых 11,8 млрд долларов (47%) были привлечены за последние 5 лет.

Среднегодовой объем осваиваемых инвестиций в республике остается на уровне 2-2,5 млрд долларов (менее 4% к ВВП), что ниже среднего показателя по странам с переходной экономикой (3,4 млрд), а также ниже показателей отдельных стран СНГ (Казахстан 15-20 млрд – 7-8% к ВВП, Азербайджан 5-8 млрд – 15-20%, Беларусь 3-6 млрд – 8-10%).

По данным экспертов комитета, привлеченные за последние 5 лет прямые иностранные инвестиции сконцентрированы в основном в нефтегазовой отрасли (73%), электроэнергетике (2%), в сфере информационных технологий и коммуникаций (6%), оставаясь незначительным в других отраслях экономики (к примеру, в легкой и текстильной промышленности – около 1%, автомобильной промышленности – 0,2%).

Вместе с тем отмечается резкий приток прямых иностранных инвестиций в страну. Увеличился приток инвестиций и в другие отрасли экономики без учета объема инвестиций АО «Узбекнефтегаз».

Так, если по итогам 2017 года объем освоения прямых иностранных инвестиций в другие отрасли экономики (без учета объема АО «Узбекнефтегаз») снизился более чем в 2 раза по сравнению с 2016 годом и составил 423 млн долларов, то по итогам 2018 года рост объема освоения прямых иностранных инвестиций (без учета объема АО «Узбекнефтегаз») ожидается более чем 4,2 раза (1,7 млрд долларов), а в 2019 году в 2 раза (3,5 млрд долларов).

Указывается, что при существующих масштабах экономики Узбекистана и ее сопоставлении с развивающимися и переходными экономиками, ежегодный объем освоенных прямых иностранных инвестиций должен находиться в пределах 4-12 млрд долларов.

В настоящее время газовая промышленность занимает одну из ведущих отраслей Р.Уз. Основной процент добытого газа идет на экспорт, следовательно, потребность в газе растет, а это ведет к развитию газодобывающей промышленности. Разработка новых месторождений, прокладка новых газопроводов, постройка перерабатывающих заводов, применение новых технологий.

Осушка углеводородных газов — важное звено в процессе подготовки природных газов к транспорту по магистральным газопроводам, установок

| | | | | | | | | |
|-----------|--------------|------------|-------|------|---------------|-------|------------------------|--------|
| | | | | | 5321400-ТНГХП | | | |
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | | | |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | Введение | Литер | Лист | Листов |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | | 1 | 30 |
| Утвердил: | Бозоров Г.Р. | | | | | | Бух. ИТИ 5-15 ТНГХП | |

охлаждения природных и нефтезаводских газов, циркуляции газов риформинга, установок получения этана, этилена, пропилена и т. п. Все газы, подаваемые в магистральные газопроводы, подвергаются обязательной осушке от влаги. Глубина осушки определяется требованиями отраслевых стандартов и технологией процессов дальнейшей переработки газов.

В практике осушки углеводородных газов применяют абсорбционные и адсорбционные методы, причем из абсорбционных чаще всего используют осушку гликолями (этиленгликоль, диэтиленгликоль и триэтиленгликоль), а из адсорбционных силикагелем или цеолитами (природными либо синтетическими). Широко применяется процесс низкотемпературной сепарации для извлечения углеводородного конденсата и воды.

Разнообразны методы борьбы с гидратами углеводородных газов. Применение глубокой регенерации гликолей отдувочным газом или азеотропной ректификацией позволяет осушать газы до точки росы $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$ и ниже, что сближает процессы осушки абсорбцией и адсорбцией.

За последние годы накоплен большой материал по проектированию и эксплуатации установок абсорбционной и адсорбционной осушки, по процессам регенерации гликолей и метанола. Разработаны новые конструкции аппаратов — абсорберов, огневых подогревателей гликоля, сепараторов и др. Широко используют осушку сероводородсодержащих газов, имеющих специфические особенности, связанные с коррозией оборудования и охраной окружающей среды.

Серьезные осложнения вызывает появление солей, загрязняющих оборудование.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- ТНГХП | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

1. Техническая часть

1.1 ОСУШКА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Осушка природных газов осуществляется абсорбцией или адсорбцией. Преимущества жидких поглотителей по сравнению с твердыми сорбентами заключаются в следующем: низкие перепады давления в системе; возможность осушки газов, содержащих вещества, отравляющие твердые сорбенты; меньшие капитальные и эксплуатационные расходы. Однако степень осушки, а следовательно, и депрессия точки росы при применении жидких поглотителей меньше, чем при использовании твердых сорбентов.

Осушка – процесс извлечения парообразной влаги из газа. Остаточное содержание влаги регламентируется точкой росы осушенного газа.

Точка росы – это наивысшая температура, при которой при данных давлении и составе газа могут конденсироваться капли влаги.

Депрессия точки росы – это разность точек росы влажного и осушенного газа.

Влагоемкость (влагосодержание)газа – максимальное количество влаги (кг), необходимое для насыщения газа при заданных давлении и температуре.

Абсолютная влажность – фактическое количество влаги (в граммах), содержащееся в одном кубическом метре влажного газа.

Относительная влажность – это отношение массы водяного пара (в % или долях), фактически находящегося в газовой смеси, к массе насыщенного пара, который мог бы находиться в данном объеме при тех же давлении и температуре, т.е. это отношение абсолютной влажности газа к его влагосодержанию. Относительную влажность φ также выражают отношением парциального давления водяных паров газе p_k к давлению насыщенного пара p при той же температуре:

$$\varphi = p_k / p$$

Степень осушки газа (депрессия точка росы) задается в зависимости от того, куда предполагается направлять газ – потребителю или на дальнейшую переработку. Если газ направляют потребителю, то выбор точки росы осушенного газа осуществляют исходя из того, чтобы точка росы газа по влаге была на несколько градусов ниже минимальной температуры, до которой газ может охлаждаться в процессе транспортировки, во избежание конденсации влаги и образования жидкостных пробок в трубопроводе. Если же газ предполагается направлять на дальнейшую переработку, например на разделение методом низкотемпературной конденсации или ректификации, то точка росы осушенного газа задается исходя из предполагаемой рабочей температуры последующих стадий переработки.

| | | | | | | | | |
|-----------|--------------|------------|-------|------|-------------------|------------|------|--------|
| | | | | | 5321400-ТНГХП | | | |
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | | | |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | Техническая часть | Литер | Лист | Листов |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | | 1 | 30 |
| Утвердил: | Бозоров Г.Р. | | | | | Бух. ИТИ | | |
| | | | | | | 5-15 ТНГХП | | |

При необходимости используют сочетание процессов абсорбционной и адсорбционной осушки. Например, на Оренбургском ГПЗ имеют место следующие цепочки процессов очистки и переработки газа:

газ → сепарация → аминовая очистка → осушка гликолем → низкотемпературная масляная абсорбция (сухой газ в трубопровод) → щелочная очистка ПБФ → адсорбционная осушка ПБФ на цеолитах → пропан – хладагент к потребителю;

газ → сепарация → аминовая очистка → осушка гликолем → адсорбционная осушка газа на цеолитах → газ на гелиевый завод.

Очищенный природный газ, направляемый на гелиевый завод обязательно подвергают адсорбционной очистке на цеолитах, так как к сырью установок низкотемпературной переработки предъявляются достаточно жесткие требования по содержанию влаги (точка росы должна быть не выше минус 70° С)

1. 2 ФИЗИКО – ХИМИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ГЛИКОЛЕЙ

В настоящее время для абсорбционной осушки применяются в основном диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ); реже, при осушке впрыском и теплообменники в качестве ингибитора гидратообразования используется этиленгликоль (ЭГ) (табл. 1 и 2). Ряд произвольных ди- и триэтиленгликоля или побочные продукты, получаемые при их производстве (этилкарбитол, тетраэтиленгликоль, пропиленгликоль и др.), хотя и обладают высокой гигроскопичностью, широкого применения в качестве осушающих агентов не нашли [3].

Таблица 1

Свойства химически чистых гликолей [1]

| Показатель | ЭГ | ДЭГ | ТЭГ |
|---|-------|--------|--------|
| Относительная молекулярная масса | 62,07 | 106,12 | 150,17 |
| Плотность, г/см ³ , при температуре, °С: | | | |
| 20 | 1,11 | 1,118 | - |
| 15 | 1,117 | 1,119 | 1,1274 |
| Температура кипения (в °С) при давлении, кПа: | | | |
| 101 | 197 | 245 | 285 |
| 6,7 | 123 | 164 | 198 |
| 1,3 | 91 | 128 | 162 |
| Температура, °С | | | |
| начала разложения | 164 | 164,5 | 206 |
| Замерзания | -12,6 | -8 | -7,6 |
| вспышки (в открытом тигле) | 115 | 143,3 | 166,5 |

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

| | | | |
|---|----------------------------|---------------------------|----------------------------|
| воспламенения на воздухе | - | 350,5 | 173,9 |
| Скрытая теплота парообразования (в Дж/кг) при давлении 101 кПа | 763,6 * 10 ³ | 600 * 10 ³ | 397,6 * 10 ³ |
| Коэффициент объемного расширения при 0 – 50° С | 0,00062 | 0,00064 | 0,00069 |
| Коэффициент рефракции при 20° С | 1,4318 | 1,4472 | 1,4559 |
| Поверхностное натяжение (в Н/м) при температуре, °С | | | |
| 25 | 46,49 * 10 ³ | 48,5 * 10 ³ | - |
| 20 | - | - | 45,2 |
| Вязкость (в мПа * с) при температуре, °С | | | |
| 20 | 20,9 | 26,28 | 22,45 |
| 15 | 26,09 | 35,7 | 47,8 |

Таблица 2

Технические условия на товарные гликоли, выпускаемые отечественной промышленностью [1]

| Показатель | Марка ЭГ | | |
|---|------------------|----------------|-----------------|
| | А | Б | В |
| Плотность при 20° С, г/см ³ | 1,114 – 1,115 | 1,11 – 1,115 | Не ниже 1,11 |
| Температура кипения при давлении 101 кПа, °С | | | |
| Начало, не ниже | 196 | 194 | 193 |
| После отгона 90 мл дистиллята, не выше | - | - | - |
| Конец, не выше | 199 | 200 | 200 |
| Объем отгона в указанных температурных пределах (в мл), не менее | 95 | 96 | 90 |
| Содержание, % по массе: | | | |
| Основного вещества, не менее | 99,5 | 98 | 96 |
| Золы, не более | 0,01 | 0,03 | 0,03 |
| Влаги, не более | 0,03 | Не нормируется | Не нормируется |
| Этиленгликоля, не более | - | | |
| Число омыления, мг КОН, не более | - | - | - |
| Цвет (номера шкалы цветности), не выше | 10 | Не нормируется | Не нормируется |

| | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | |

5321400- НГКСТ

Лист

| Показатель | Марка ДЭГ | | |
|---|----------------|----------------|----------------|
| | ДП | ДН | ДГ |
| Плотность при 20° С, г/см ³ | 1,115 – 1,1163 | 1,115 – 1,1163 | 1,115 – 1,1163 |
| Температура кипения при давлении 101 кПа, °С | | | |
| Начало, не ниже | 244 | 241 | 240 |
| После отгона 90 мл дистиллята, не выше | Не определено | 246,5 | 246,5 |
| Конец, не выше | 247,5 | 250 | 250 |
| Объем отгона в указанных температурных пределах (в мл), не менее | 98 | 96 | 96 |
| Содержание, % по массе: | | | |
| Основного вещества, не менее | 98,7 | 96,5 | 96,5 |
| Золы, не более | - | - | - |
| Влаги, не более | 0,1 | 0,4 | 0,4 |
| Этиленгликоля, не более | 0,2 | 1,0 | Не определено |
| Число омыления, мг КОН, не более | 0,1 | 0,4 | 0,4 |
| Цвет (номера шкалы цветности), не выше | 30 | Не определено | Не определено |

1.3 ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ПРОЦЕСС ОСУШКИ

На эффективность процесса осушки влияют следующие термодинамические параметры: давление, температура контакта, природа абсорбента и его концентрация.

Повышение давления снижает влагосодержание газа и следовательно, уменьшает количество раствора, которое необходимо подавать на осушку для получения газа с заданной точкой росы.

В значительной степени осушка зависит от температуры контакта газ – абсорбент. Повышение температуры контакта увеличивает парциальное давление воды над абсорбентом и тем самым повышает точку росы осушаемого газа. При понижении температуры контакта наблюдается обратный эффект. Обычно абсорбционная осушка проводится при температуре осушаемого газа не выше 45 - 50° С.

Велика роль концентрации абсорбента. Чем меньше воды содержится в абсорбенте, тем ниже точка росы осушаемого газа. Обычно для осушки газов, имеющих температуру 0 – 40 ° С, применяют растворы, содержащие 90 –98,5% ДЭГ

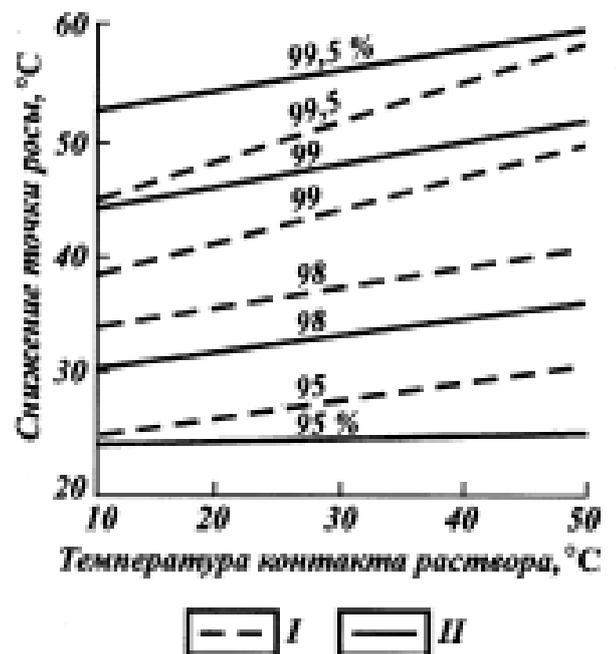
| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

или 95 – 99% ТЭГ (рис.17). Из приведенного графика видно, что ДЭГ с массовой долей 98% обеспечивает большее снижение точки росы, чем ТЭГ при массовой доле 99% ТЭГ становится более эффективным.

Газ имеющий температуру 40° С, осушается ДЭГ или ТЭГ с массовой долей 98,5 – 99,8%. Применение ТЭГ особенно перспективно в связи с необходимостью глубокой осушки газов северных месторождений, а также газов, содержащих сероводород. Благодаря низкой летучести потери ТЭГ сухим газом ниже, чем ДЭГ.

При осушке, охлажденный до минус 30 – 40° С, методом впрыска в теплообменники, используют растворы моноэтиленгликоля с массовой долей 75 – 85% для снижения температуры замерзания абсорбента.

Рис. 1. Гигроскопичность ДЭГ (I) и ТЭГ (II) при больших массовых долях (в %).



Существенное влияние на процесс осушки оказывает глубина регенерации раствора поглотителя, насыщенного водой (табл. 3). При содержаниях регенерированных растворов, равных 96 – 97,5% применяется десорбция при давлении немногим выше атмосферного. Более концентрированные растворы гликоля можно получить за счет проведения регенерации под вакуумом, с подачей отдувочного газа (очищенного и осушенного природного газа или любого инертного газа, например азота и т.п.) или использованием азеотропной перегонки.

| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм. | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

Таблица 3

Температуры регенерации гликолей и возможные депрессии точек росы

| Показатель | ДЭГ | ТЭГ | Тетраэтиленг ликоль |
|---|--------------|-----------|------------------------|
| Температура, °С: | | | |
| Кипения при давлении 101 кПа | 245 | 235 | 314 |
| Начало разложения | 164 | 206 | 238 |
| Регенерации | 149 - 163 | 178 - 196 | 204 – 224 |
| Наибольшая депрессия точки росы, °С | 56 | 69 | - |
| * Допускается температура регенерации 174 °С для ДЭГ и 210°С для ТЭГ, так как при этих температурах разложения незначительны. [1] | | | |

Для регенерации гликолей под вакуумом используется остаточное давление 0,06 – 0,08 МПа. В этом случае регенерацией ДЭГ при температуре 120 – 150 °С достигается массовая регенерированного раствора, равная 98,5 – 99,3% а регенерацией ТЭА при температуре 204 °С – 99,5%. Депрессия точки росы в этих случаях достигает 50 – 70 °С.

Подаваемый отдувочный газ снижает парциальное давление водяных паров и обеспечивает получение массовой доли гликоля до 99,8%. Расход газа отпарки составляет 10 – 60 м³ /м³ гликоля.

Так как ТЭГ имеет более высокую температуру разложения, его можно нагревать при атмосферном давлении до более высокой, чем ДЭГ, температуры и получить более концентрированный раствор, что обеспечивает лучшую депрессию точки росы.

Для повышения глубины регенерации можно применять азеотропную перегонку, т.е. вводить низкокипящие вещества, образующие с водой азеотропные смеси: бензол, толуол, ксилол и др. Их вводят в количестве не более 10% от массы абсорбента через перфорированную трубу под уровень горячего раствора гликоля. Температура кипения образующегося азеотропа ниже температуры кипения воды, что позволяет повысить массовую долю регенерированного гликоля до 99,9% и достигать точки росы осушенного газа минус 75°С.

Экономичность работы установок осушки зависит от потерь гликолей, связанных в основном с механическим уносом, разложением и окислением при регенерации, испарением в потоке осушенного и отпарного газов, уносом с конденсатом воды ее парами выходящими с верха десорбера и отводимыми в канализацию или атмосферу. На установках НТС гликоль теряется также за счет растворения в углеводородном конденсате.

Потери гликолей $P_{г}$ при температуре 20°С и давлении 101 кПа за счет испарения в осушаемый газ определяется по уравнению:

| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

$$P_t = (P * M * T * 10^6) / (760 * 22,4 * 293 * P_{\text{общ}})$$

где P – давление пара гликоля; M – относительная молекулярная масса; T – температура контакта; P_{общ} – общее давление газа.

Наибольшей летучестью (большие потери) обладают ЭГ, наименьшей ТЭГ поэтому для осушки газов при обычных температурах применяют ДЭГ и ТЭГ. В процессе осушки газов при низких температурах, когда осушающий раствор впрыскивается в поток охлаждаемого газа для разрушения гидратов, чаще всего используется ЭГ, так как он менее растворим в углеводородном конденсате, выделяющимся из газа.

Присутствие ароматических углеводородов в бензине и конденсате повышает растворимость в них гликолей, а следовательно и потери их. Разбавление гликолей водой снижает их растворимость в углеводородах.

На потери большее влияние оказывают условия разделения смеси гликоль – конденсат. При низких температурах в сепараторах образуется эмульсия, гликоль вместе с конденсатом выводится из системы и теряется. Для ускорения процесса расслоения смеси на газоперерабатывающих установках к днищу сепараторов приваривается отстойник в котором устанавливается нагревающий змеевик. Время отстоя ДЭГ – бензин – 60 минут.

При температуре минус 5 – плюс 20 °С скорость отстоя мало зависит от температуры. Ориентировочные потери ДЭГ за счет уноса с газом составляют до 80%, с конденсатом – 12%, за счет утечек в сальниках и прочих – 8% от общего количества потерь. Годовые потери ДЭГ на установку НТС достигают 43 г/1000 м³. Для хорошего разделения смеси рекомендуется закладывать в проект фазового разделителя нагрузку 385 л/ч жидкости на м² поверхности раздела фаз.

На вспениваемость гликолей существенное влияние оказывают механические примеси и углеводородный конденсат. Для снижения потерь ДЭГ с сухим газом за счет механического уноса иногда применяются антивспениватели (триалкилфосфат, октиловый спирт, силиконы)

1.4 СХЕМЫ ПРОЦЕССОВ ОСУШКИ

Осушка в барботажных абсорберах

При абсорбционной осушке в барботажных аппаратах (рис. 2) влажный газ направляется в абсорбер, где в нижней скрубберной секции происходит отделение капельной влаги. Абсорбер оборудован колпачковыми тарелками. Навстречу потоку газа в абсорбер попадает раствор гликоля, вводимый на верхнюю тарелку. Стекая по тарелкам вниз, раствор извлекает влагу из газа и насыщаясь, отводится с низа колонны на регенерацию. Осушенный газ проходит верхнюю скрубберную секцию в которой отделяются капли унесенного раствора и поступает в газопровод. Насыщенный влагой раствор гликоля выходит из абсорбера, проходит первый теплообменник, где подогревается за счет тепла горячего поглотителя, выходящего с низа десорбера и поступает в выветриватель, в котором из него выделяются газы,

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

поглощенные в абсорбере. Затем раствор подается в второй теплообменник и далее в десорбер для регенерации. Низ десорбера соединен с ребойлером где раствор нагревается за счет тепла водяного пара или циркулирующего теплоносителя.

Отпарка влаги осуществляется по вакуумом или при атмосферном давлении. При работе под вакуумом (33 – 40 кПа) водяные пары и растворенный в гликоле газ поступает в конденсатор – холодильник. Водяной пар конденсируется, а образовавшаяся вода собирается в емкость, откуда частично подается наверх десорбера как орошение, а частично отводится в канализацию. Не сконденсировавшиеся газы откачиваются вакуум – насосом в атмосферу. При работе под атмосферным давлением происходит обычная десорбция.

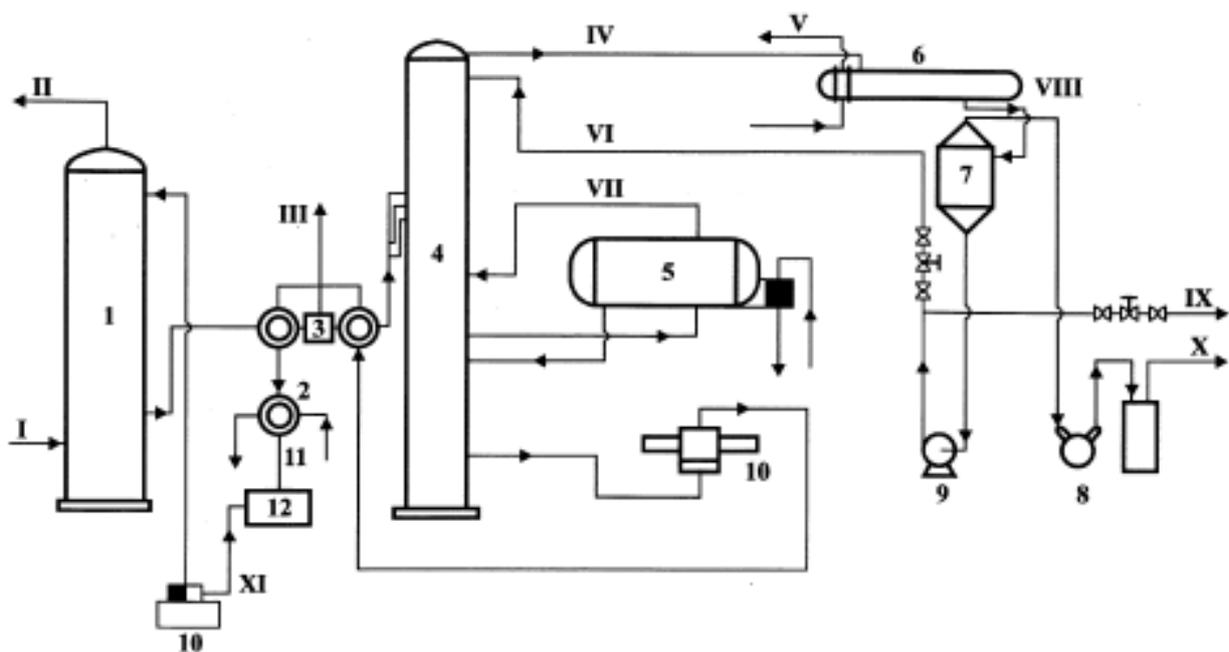


Рис. 2. Принципиальная схема установки осушки.

I – вход газа; II – выход газа; III – несконденсировавшиеся газы на собственные нужды; IV – пары; V – охлаждающая вода; VI – орошение; VII – пары ДЭГ; VIII – конденсат; IX – сброс конденсата; X – пары в атмосферу; XI – ДЭГ; 1 – абсорбер; 2 – секции теплообменников; 3 – выветриватель; 4 - десорбер; 5 – испаритель; 6 – конденсатор; 7 – емкость для конденсата; 8 - вакуум – насос; 9 – насос для орошения выпарной колонны; 10 – насос; 11 - холодильник; 12 – промежуточная емкость ДЭГ.

Для обеспечения стока регенерированного раствора из десорбера отпаренной воды в канализацию, создания подпора на насос орошение десорбер поднимается на 12 – 13 м над нулевой отметкой. Иногда для откачки раствора из десорбера

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

устанавливается специальный насос. В последние годы вместо парового нагрева регенерированного раствора применяется огневой подогрев.

Осушка газа впрыском гликоля

В Западной Европе широкое распространение распыливающие абсорберы. Распыление гликолем производится в аппарате, диаметр которого близок к диаметру подводящего газопровода. Эффективность процесса определяется степенью распыления раствора, осуществляемого специальными форсунками. Распыленная жидкость создает большую поверхность контакта фаз, а большие скорости газа (1 – 10 м/с) обеспечивает интенсивный массообмен и хорошее распределение частиц в потоке. Наилучший массообмен происходит при высоких относительных скоростях газа и капель, что достигается путем впрыска гликоля навстречу газового потока. Пределом дробления частиц жидкости является образование тумана, выделение частиц которого лимитируется существующими конструкциями сепаратора.

В работе отмечено что оптимальная температура осушки составляет 15 – 30°С. При низких температурах сказывается вязкость гликолей, при высоких увеличивается упругость паров гликолей и соответственно возрастают потери. Следует отметить, что подачу гликоля к форсункам можно осуществлять при температуре выше 30°С, когда вязкость его не велика. Во время контакта с газом гликоль принимает температуру потока мгновенно, так как относительное его количество не значительно.

Процесс осушки в каждой ступени проходит и конусе форсунки преимущественно в момент образования капель гликоля и заканчивается в объеме аппарата и сепаратора. Для фильтрации гликоля предусматриваются фильтры, обеспечивающие удаление извести, частицы которой выше 5 мкм. Механические примеси забивают сопла форсунок и вызывают вспенивание раствора.

Если процесс осушки газа гликолем проводят при низких температурах то используют 70 – 85% - ный раствор моноэтиленгликоля и подачу гликоля осуществляют впрыском в теплообменник. Такой вариант схемы осушки газа используется на Оренбургском ГПЗ.

Установка осушки природного газа моноэтиленгликолем на ОГПЗ

На рисунке 3 представлена технологическая схема установки осушки газа с блоком регенерации гликоля, действующая на Оренбургском ГПЗ. Газ с установки аминовой очистки, очищенный раствором амина от сероводорода и углекислоты, проходит через трубное пространства теплообменника 1, где предварительно охлаждается проходящим по межтрубному пространству товарным газом. Охлажденный газ поступает в сепаратор 7, для отделения сконденсировавшейся воды и унесенного газовым потоком амина. После отделения капельной жидкости газовый поток направляется в последовательно расположенные теплообменники 2, 3, 4.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

В теплообменники 2 и 4 впрыскивается 85%- ный раствор моноэтиленгликоля, где в прямоточно – перекрестном потоке происходит извлечение влаги из газа раствором гликоля. Таким образом, в качестве абсорберов в данном случае используется кожухотрубчатые теплообменники (рис.4), снабженные форсунками для впрыска гликоля. Использование разбавленного раствора гликоля (75 – 85% по массе) понижает температуры замерзания осушителя и снижает растворимость гликоля в образующимся углеводородном конденсате, что благоприятно сказывается на эффективности процесса абсорбционной осушке газа и сокращает потери гликоля.

При прохождении газа (см. рис. 3) по трубному пространству теплообменников 2, 3, 4 газ постепенно охлаждается потоком осушенного газа до 3°С и поступает в пропановый испаритель 6, на входе в который в газовый поток в третий раз впрыскивается гликоль. В межтрубное пространство пропанового испарителя 6 попадает жидкий пропан который испаряясь охлаждает газовый поток до минус 15°С. Пары пропана выводятся из межтрубного пространства пропанового испарителя и подаются на пропановую холодильную установку, где компримируются, сжижаются, охлаждаются и возвращаются в цикл.

После охлаждения газовый поток поступает в сепаратор 5 для отделения гликоля, насыщенного влагой и сконденсировавшимися углеводородами, затем проходит последовательно в межтрубное пространство теплообменников 4,3,2,1 и при температуре до 45°С и давлении 5,5 МПа либо подается в коллектор товарного газа и затем в магистральный трубопровод, либо поступает на дальнейшую переработку на установку низкотемпературной масляной абсорбции для выделения пропан – бутановой фракции.

Насыщенный гликоль отводится с низа сепаратора , подогревается в теплообменниках 8 и 9 и подвергается двухступенчатой дегазации для отделения растворенных углеводородов которые из дегазаторов 10 и 11 направляются в тепловую сеть завода. Дегазаторы 10 и 11 представляют собой трехфазные сепараторы, предназначенные для разделения поступающего потока на газ, углеводородный конденсат и насыщенный гликоль. Углеводородный конденсат из сепараторов 10 и 11 отправляется на установку стабилизации конденсата. Насыщенный водой гликоль после дегазаторов подогревается в теплообменнике 15 потоком регенерированного гликоля и поступает на питание в верхнюю часть насадочной колонны регенерации 12. Стекая вниз по насадке, гликоль подогревается. Влага при этом постепенно переходит в паровую фазу и поднимается вверх колонны. Гликоль подогревается в ребойлере 13, расположенном непосредственно в нижней части колонны. В ребойлере подвод тепла осуществляется паром низкого давления. Пары воды выводятся с верха колонны 12 при температуре 105°С, сконденсировавшаяся при охлаждении в холодильнике 18 вода поступает в емкость 19, откуда необходимое

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | Лист |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | 5321400- НГКСТ | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

количество воды насосом 20 подается на орошение колонны регенерации для предотвращения уноса капель гликоля с парами воды, а балансовое количество воды отводится в дренаж. Регенерированный гликоль с низа регенератора проходит через теплообменник 15 для подогрева поступающего потока насыщенного гликоля, затем через водяной холодильник 16 и насосом подается на впрыск в теплообменники 2, 4 и пропановый испаритель 6.

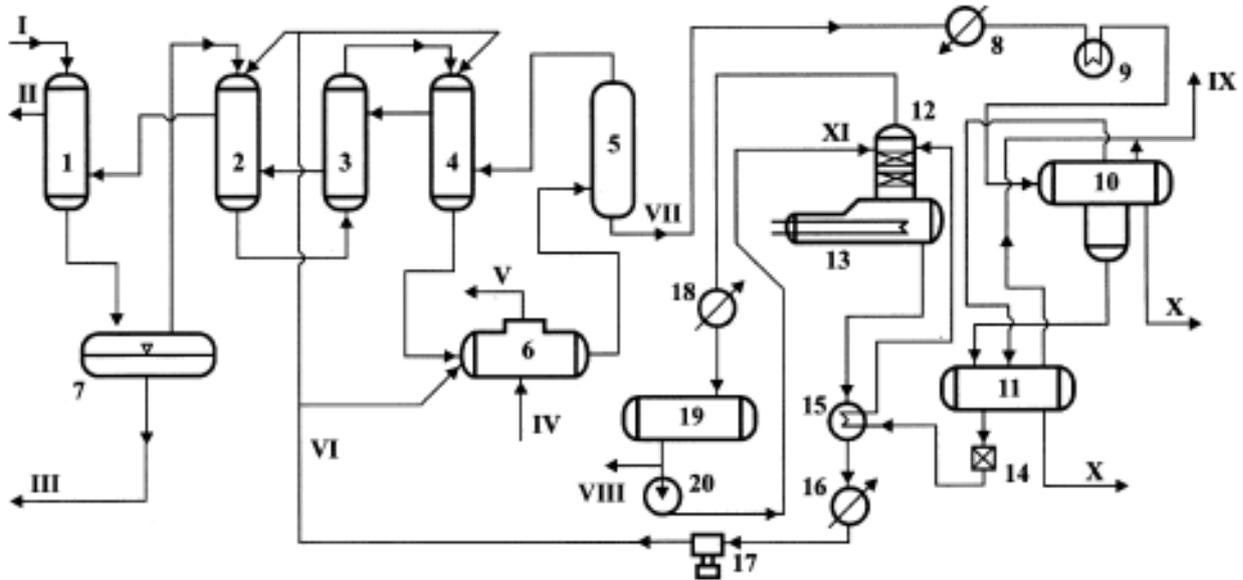


Рис.3. Технологическая схема установки осушки газа и регенерации гликоля:
 I – очищенный газ; II – осушенный газ; III – водный раствор амина; IV – жидкий пропан; V – газообразный пропан; VI – регенерированный гликоль; VII – насыщенный гликоль; VIII – вода; IX – газовая фаза (топливная сеть); X – углеводородная фаза (установка стабилизации); XI – вода; 1 - 4 - теплообменники; 5 – сепаратор отделения гликоля; 6 – испаритель; 7 – сепаратор для отделения воды; 8, 15 – теплообменники; 9 – подогреватель; 10, 19 – емкости; 11 – дегазатор; 12 – колонна регенерации; 13 – ребойлер; 14 – фильтр; 16, 18 – холодильники; 17, 20 – насосы.

Точка росы осушенного газа по этой схеме предусматривается проектом на уровне минус 5°С. Максимально низкая точка росы, которой можно достигать в процессах гликолевой осушки составляет минус 30°С, что недостаточно для тех случаев когда газ направляют на низкотемпературные процессы разделения. В этих случаях осушка гликолями дополняют осушкой на цеолитах, позволяющих получать газ с точкой росы не выше минус 70°С.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

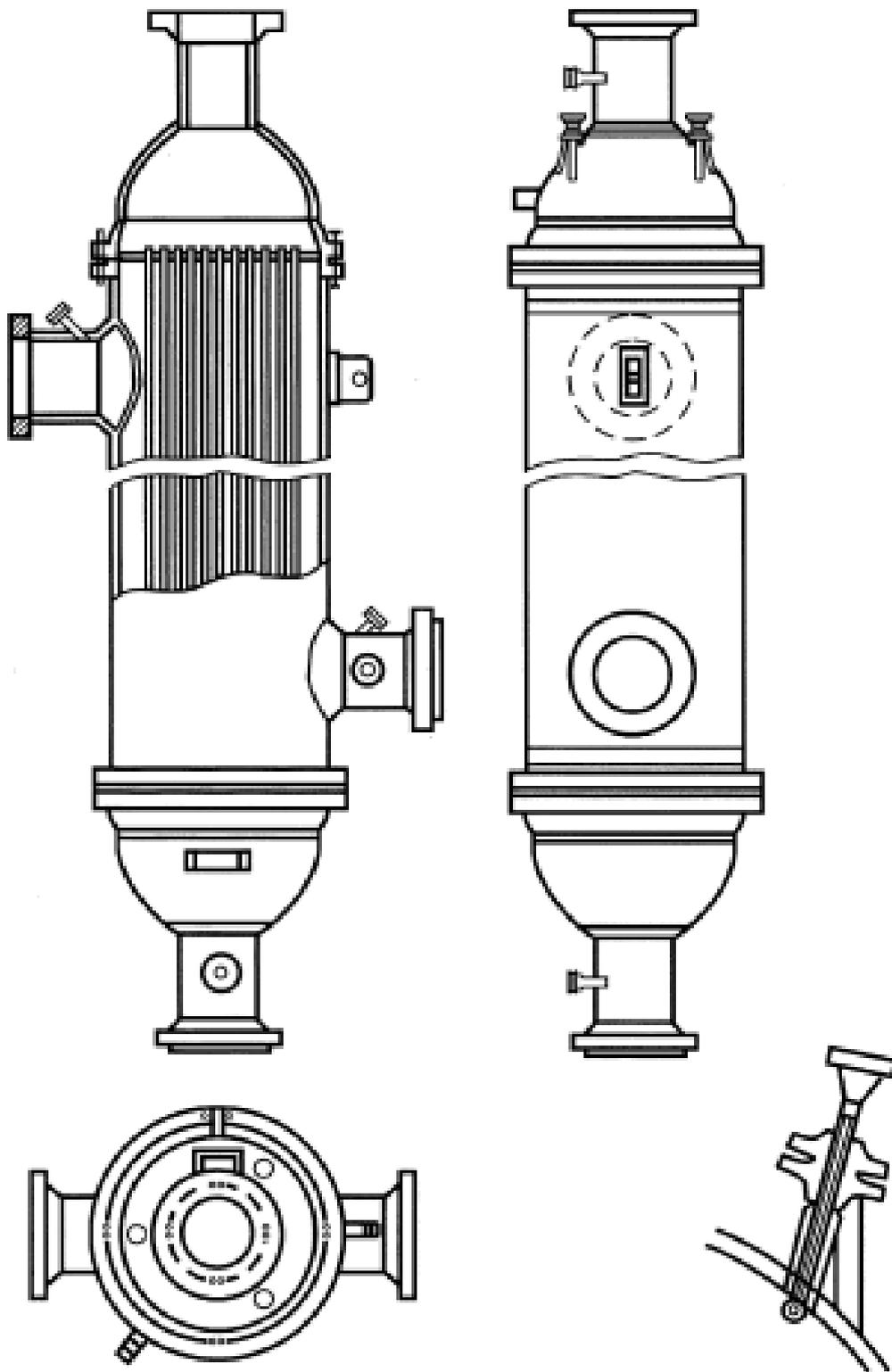


Рис. 4. Теплообменник с форсунками для впрыска гликоля.

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | Лист |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | 5321400- НГКСТ |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | |

1.5 Аппаратура установок абсорбционной осушки

Процесс массопередачи при абсорбции протекает на поверхности соприкосновения фаз, поэтому в абсорберах должна быть создана развитая поверхность соприкосновения между газом и жидкостью. Как правило, для абсорбционной осушки углеводородных газов используют колонные аппараты, оборудованные тарелками разной конструкции или заполненные насадкой. В нижней и верхней секциях абсорбера размещают сепараторы для удаления капельной жидкости. Рассмотрим ниже конструкции тарелок, которыми обычно оборудуется абсорбер.

Колпачковые тарелки благодаря широкому диапазону эффективной работы особенно целесообразно применять на газовых промыслах, где со временем наступает период падающей добычи. В колпачковых тарелках газ на тарелку поступает через патрубки, покрытые колпачками с прорезями. Проходя через прорези, газ разбивается на отдельные струи и пузырьки, которые движутся через слой жидкости, образуя пену и брызги, где и происходит тепло и массообмен между газом и жидкостью.

Необходимость осушки больших объемов добываемого газа направило конструкторскую мысль на создание более высокопроизводительных и эффективных контактных устройств, чем колпачковые тарелки. К таким конструкциям относятся инжекционные тарелки. Инжекционная тарелка работает по следующей схеме: газ проходит в камеру смешения 5 снизу вверх и через сопло 6 «всасывает» жидкость, находящуюся на поддоне. В камере смешения происходит интенсивный массообмен в прямотоке между газом и жидкостью. Жидкость отделяется в отбойнике 4 и через сливной стакан 8 стекает обратно в поддон 1. Каждая тарелка работает в прямотоке, а весь абсорбер в режиме противотока.

Опытный абсорбер диаметром 1600 мм был оборудован четырьмя инжекционными тарелками и ситчатыми отбойниками. Испытания проводили при давлении 2 МПа и температуре 20—39 °С. «Скорость газа в период испытаний составляла 0,54—0,56 м/с, производительность аппарата 1,9 млн. м³/сут. Осушенный газ имел точку росы на 1—3°С выше равновесной. Перепад давления в абсорбере составил 49,3 кПа, к. п. д. тарелок 0,83—0,86. Производительность абсорбера с инжекционными тарелками в 2,5 раза выше, чем у аналогичного аппарата с колпачковыми тарелками.

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | Лист |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | 5321400- НГКСТ | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

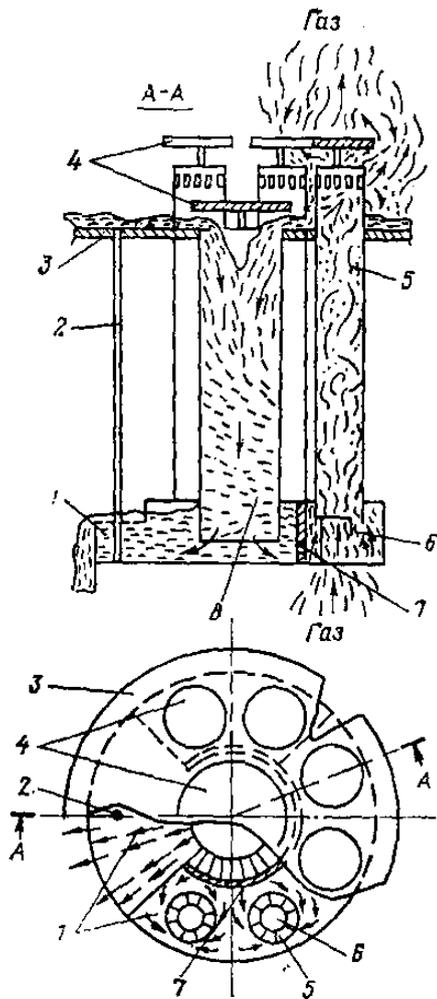


Рис.5 Элемент контактной тарелки с тангенциальным вводом газа:
 1 — полотно тарелки; 2 — контактный элемент; 3, 7 — прорези; 4 — отбойная перегородка; 5 — стакан; 6 — тангенциальные прорези.

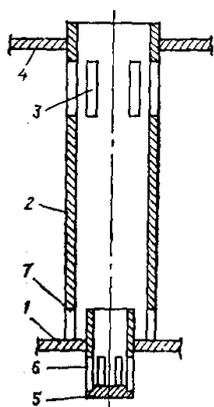


Рис.6 Схема работы инжекционной тарелки:
 1 — поддон; 2 — стойка; 3 — сборный лоток; 4 — отбойники; 5 — камера смешения; 6 — сопло; 7 — дозирующее отверстие; 8 — сливной стакан.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

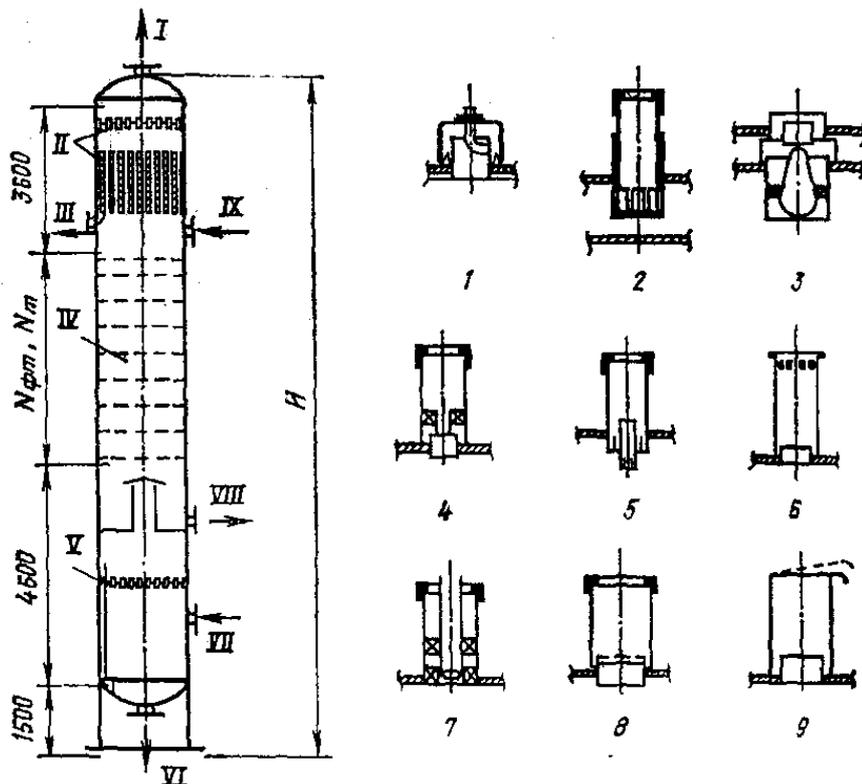


Рис. 7 Схема абсорбера и варианты контактных элементов:

/ — выход сухого газа; // — фильтр-сепарационная тарелка; /// — выход отсепарированного гликоля;

IV — массообменные устройства; V — сепарационная тарелка; VI — выход отсепарированной жидкости;

VII — вход сырого газа; VIII — выход насыщенного гликоля; IX — вход регенерированного гликоля;

1—9 — контактные элементы.

За последние годы было разработано десять разных конструкций массообменных контактных устройств. В целях выбора оптимального варианта тарелки для абсорбционной осушки была проведена оценка имеющихся конструкций и их технико-экономический анализ. Оценка проводилась по удельным металлозатратам и относительной стоимости изготовления. Исходные данные для сравнения: рабочее давление в аппарате 5 МПа; температура стенки корпуса 40 °С; плотность газа 0,711 кг/м³; начальная влажность газа 1 г/м³; точка росы осушенного газа—15 °С; удельный расход диэтиленгликоля 0,016 кг/кг газа; концентрация диэтиленгликоля — 99,5% (масс.). Корпус и днища изготавливаются из стали 16ГС, внутренние устройства—ст. 3. За базовый вариант принят абсорбер с типовыми колпачковыми тарелками ТСК-Р-16, Различные конструкции контактных элементов приведены на рис. 7

Анализируя графики удельной металлоемкости, мы видим, что

| | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | |

наибольшую массу имеют абсорберы с колпачковыми тарелками—вариант 1. Промежуточное место занимают варианты 5, 6 и 9 и наименьшую металлоемкость имеют варианты с центробежными контактными элементами. Аналогичная картина наблюдается при оценке относительной стоимости абсорберов. Наибольшую стоимость имеют абсорберы с колпачковыми тарелками и с тангенциальным завихрителем. Далее идут тарелки с клапанно-вихревыми и клапанно-центробежными элементами (варианты 7, 5); наименьшую стоимость имеют абсорберы с тарелками по вариантам 2,3 и 9.

В конструкциях 6 и 9 массообмен осуществляется без закручивания, а в конструкциях 3, 4 и 7—в закрученном потоке при помощи завихрителей. Завихрение потока вызывает интенсификацию массопередачи и обеспечивает лучшую сепарацию газа, что позволяет повысить производительность абсорбера по газу сравнительно с колпачковыми тарелками и патрубками без завихрителей. Закручивание потока в конструкциях 2 и 5 производится при помощи тангенциального ввода газа. Такая система создает условия для лучшей сепарации жидкости, что позволяет уменьшить высоту контактного элемента по сравнению с вариантами 3, 4, 7. Клапанно-центробежные завихрители в вариантах 7 и 8 обеспечивают работу тарелки в широком диапазоне нагрузок.

Абсорберы с инжекционными элементами, работающие на высоких скоростях газа, должны быть оборудованы эффективными сепараторами, обеспечивающими минимальный унос гликоля. Повышенные потери гликоля из-за его высокой стоимости могут быстро нивелировать выигрыш в металлозатратах, получаемых за счет интенсификации процесса осушки.

Испытания абсорбера производительностью 10 млн. м³/сут, оборудованного пятью сетчатыми тарелками в сочетании с контактно-сепарационными элементами с прямоточными патрубками, показали возможность замены трех технологических линий осушки производительностью 3 млн. м³/сут, включающих три абсорбера с 16 колпачковыми тарелками каждый. Нижняя сепарационная секция абсорбера имеет коалесцирующую ступень в виде сетчатой насадки и сепарационную тарелку с прямоточными патрубками. Верхняя сепарационная секция состоит из батареи коалесцирующих патронов и сепарационной тарелки с прямоточными патрубками. Абсорбер рассчитан на рабочее давление 9,4 МПа, имеет диаметр 1800 мм, масса его 61,5 -103 кг. Диапазон стабильной работы 5—12 млн, м³/сут при давлениях 8,0—9,2 МПа. Точка росы осушенного газа до — 25 °С; удельный расход диэтиленгликоля 8,0—17,6 кг/1000 м³ газа, унос диэтиленгликоля — до 15 г/1000 м³ газа.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

2. Технологическая часть

2.1 Анализ установки осушки газа диэтиленгликолем

Абсорбенты — жидкие сорбенты, применяемые для осушки природных и нефтяных газов. Они должны иметь высокую растворимость в воде, низкую агрессивность, стабильность по отношению к газовым компонентам, простоту регенерации, малую вязкость, низкую упругость паров при температуре контакта, слабое поглощение углеводородных компонентов газа, пониженную способность к образованию пены или эмульсий. Большинству этих требований отвечает диэтиленгликоль.

В связи с разработкой газовых месторождений с высокой пластовой температурой газа потребовался более сильный поглотитель влаги — ТЭГ. Его получают соединением трех молекул ЭГ с образованием воды. Молекулярная масса ТЭГ 150,17, относительная плотность (по воде) 1,1254 и температура кипения 560,4К при $p = 0,1013$ МПа.

Гликоли хорошо отбирают влагу из газов в большом интервале концентраций. Вследствие низкой упругости паров потери поглотителя незначительные: 5—18и2 — 4г на 1000 м³ газа для ДЭГ и ТЭГ соответственно. Температура кипения и упругость паров воды и гликолей сильно различаются, что облегчает регенерацию поглотителя, а небольшая вязкость поглотителя облегчает работу циркуляционных насосов. Обводненные гликоли неагрессивны в коррозионном отношении. Растворимость природного газа в них незначительная: при давлении до 15 МПа она не превышает 6 г на 1 л гликоля. При атмосферном давлении ДЭГ начинает распадаться при 437 К, а ТЭГ — при 478 К. В соответствии с этим в производственных условиях степень их регенерации может достигать 96 — 99 %. ТЭГ имеет склонность к пенообразованию, для борьбы с этим применяют различные присадки, например моноэтаноламин. Интенсивность процесса осушки газа гликолями находится в прямой зависимости от давления, температуры контакта газ — сорбент и концентрации сорбента.

В газе при повышенном давлении уменьшается содержание влаги, что, естественно, приводит к снижению количества циркулирующего раствора сорбента, необходимого для осушки газа до заданной точки росы. Увеличение температуры контакта газ — сорбент приводит к росту парциального давления водяных паров над сорбентом, снижению поглотительной способности последнего и повышению точки росы осушенного газа. Уменьшение температуры контакта газ — сорбент оказывает обратное действие, т.е. снижает точку росы осушенного газа. Однако при осушке газа жидкими сорбентами не рекомендуется применять температуру ниже 303 К в связи с повышением вязкости сорбентов и значительной трудностью их перекачки. Кроме того, при увеличении вязкости сорбента одновременно несколько

| | | | | | | | | |
|-----------|--------------|------------|-------|------|-----------------------|------------------------|------|--------|
| | | | | | 5321400-ТНГХП | | | |
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | | | |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | Технологическая часть | Литер | Лист | Листов |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | | 1 | 30 |
| Утвердил: | Бозоров Г.Р. | | | | | Бух. ИТИ 5-15 ТНГХП | | |

снижается его поглотительная способность.

На поглотительную способность сорбента паров воды из газа большое влияние оказывает его концентрация: чем выше концентрация, тем ниже точка росы осушенного газа. Концентрация сорбента обычно колеблется в зависимости от требуемой степени осушки в пределах 90—100 %.

При сравнении ДЭГ и ТЭГ необходимо иметь в виду, что ДЭГ более дешевый. Однако при использовании ТЭГ можно получить большее снижение точки росы газа. Потери ТЭГ при регенерации значительно меньше потерь ДЭГ вследствие более низкой упругости паров ТЭГ.

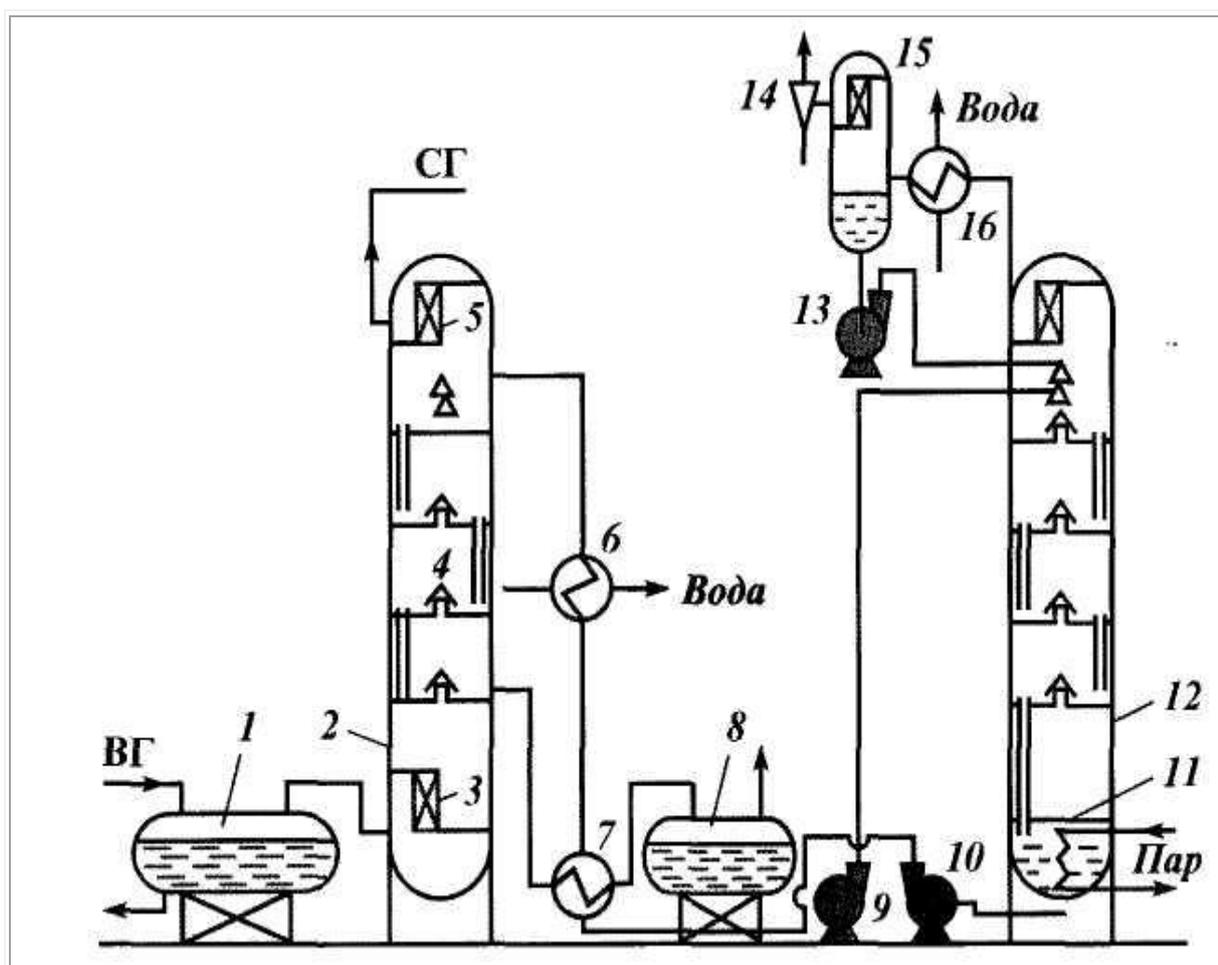


Рис. 8 Схема установки осушки газа ДЭГ

На рис. 8 изображена схема установки осушки газа жидкими сорбентами, получившая широкое распространение на газовых месторождениях. Газ с промысла проходит сепаратор 1, где осаждаются капельная влага, и поступает в нижнюю часть абсорбера 2. Сначала газ направляется в нижнюю скрубберную секцию 3, в которой дополнительно очищается от взвешенных капель влаги благодаря большой поверхности контакта с насадками. Затем газ движется вверх, последовательно проходя через тарелки 4, поднимаясь вверх. Число колпачковых тарелок в абсорбере 4—12. Навстречу потоку газа протекает 95 — 97%-ный раствор ДЭГ, вводимый в абсорбер насосом 10. Осушенный вследствие контакта с раствором газ

| | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | |

проходит через верхнюю скрубберную секцию 5, где освобождается от захваченных капель раствора и направляется в газопровод. Насыщенный раствор, содержащий 6 — 8 % влаги, с нижней глухой сборной тарелки абсорбера поступает в теплообменник 7, в котором нагревается встречным потоком регенерированного раствора, а далее проходит через выветриватель 8, где из него выделяется растворенный газ, который используется затем на собственные нужды. Из выветривателя насыщенный ДЭГ насосом 9 закачивается в выпарную колонну (десорбер) 12, где осуществляется регенерация раствора. Выпарная колонна состоит из двух частей: собственно колонны тарельчатого типа, в которой из насыщенного раствора ДЭГ, стекающего вниз, выпаривается влага встречным потоком острого водяного пара и паров ДЭГ; кипятильника-испарителя 11, в котором происходит нагревание раствора гликоля и испарение воды. В кипятильнике поддерживается температура раствора гликоля в пределах 423 — 433 К, а в верхней части выпарной колонны — 378 — 380 К. Это достигается за счет орошения верхней части колонны водой с температурой 303 К, что позволяет сконденсировать пары ДЭГ и уменьшить его потери. Водяной пар из десорбера 15 поступает в конденсатор 16, где основная часть пара конденсируется и собирается вакуумным насосом 14 и направляется на сжигание. Часть полученной воды, содержащей ДЭГ, подается в верхнюю часть колонны насосом 13 для орошения и поддержания температуры 105 — 107 °С. Регенерированный раствор ДЭГ насосом 10 прокачивается через теплообменник 7 и холодильник 6, где его температура снижается, и вновь поступает на верхнюю тарелку абсорбера.

Экономичность работы абсорбционных установок в значительной степени зависит от потерь сорбента. Для снижения этих потерь в первую очередь необходимо строго поддерживать расчетный температурный режим десорбера, тщательно сепарировать газ и водяной пар на выходе соответственно из абсорбера и десорбера и по возможности исключить пенообразование при контакте с абсорбентом за счет специальных добавок.

2.2. Сушка кислых газов

Эксплуатация систем добычи, сбора и обработки сернистых газов имеет специфические особенности, связанные с наличием в газе сероводорода, двуокиси углерода, меркаптанов и т.д., которые влияют на температуру гидратообразования и влагосодержания газа, скорость коррозии оборудования и труб, выбор материала для их изготовления и т.д.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

Влияние кислых компонентов на показатели газовых смесей.

Практически все показатели природных газов имеют свойства аддитивности. Следовательно, содержание в газе любого компонента влияет на его термодинамические параметры.

Из кислых компонентов газа на его термодинамические параметры заметное влияние оказывают сероводород и двуокись углерода, так как концентрация остальных компонентов (сероокись углерода, сероуглерод, меркаптаны и т.д.) незначительна. Эти компоненты не влияют на температуру гидратообразования, влагосодержание, коэффициент сжимаемости, коррозионную активность газа, в то же время они оказывают существенное влияние на качество ингибиторов гидратообразования, абсорбентов и на процесс их регенерации.

С увеличением содержания сероводорода и двуокиси углерода повышается температура гидратообразования газа и понижается его коэффициент сжимаемости.

В присутствии углеводородов токсичность сероводорода и меркаптанов значительно усиливается. Предельно допустимые концентрации этих газов в атмосфере воздуха составляют 0,008 мг/л. При проектировании и обустройстве сероводород-содержащих месторождений проводят специальные мероприятия, исключающие аварийные выбросы газа в атмосферу. Увеличение содержания H_2S и CO_2 в газе существенно повышает его равновесную влагоемкость.

Наличие сероводорода в газах увеличивает их растворимость в воде и реагентах, применяемых в процессах промышленной и заводской обработки газа, так как растворимость H_2S в этих реагентах выше по сравнению с растворимостью углеводородов.

Предупреждение гидратообразования.

При эксплуатации сероводородсодержащих месторождений борьба с гидратообразованием не составляет дополнительной проблемы, так как на забой скважин в насосно-компрессорные трубы и во все промышленные коммуникации постоянно вводят ингибитор коррозии, который хорошо растворяется в ингибиторах гидратообразования (метаноле, гликолях). Поэтому подают комплексный ингибитор гидратообразования и коррозии (КИГИК).

Так, на Оренбургском газоконденсатном месторождении в целях борьбы с коррозией и предотвращения гидратообразования применяют КИГИК, представляющий собой смесь метанола с ингибитором коррозии (ВИСКО-904, СЕРВО-398, И-1-А) в соотношении 20 г ингибитора на 1 л метанола.

Практикуется применение ингибиторов на основе гликолей.

Некоторые ингибиторы при контакте с поглотителями кислых компонентов, применяемых на установках сероочистки вызывают вспенивание. При выборе ингибиторов необходимо учесть это обстоятельство.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

Борьба с коррозией.

При добыче сернистых газов большое значение придается вопросам снижения скорости коррозии в системе.

Основные компоненты, вызывающие коррозию труб и оборудования, - сероводород и двуокись углерода.

Содержание меркаптанов в газе гораздо ниже, чем сероводорода и уголекислоты, и хотя в некоторой степени они могут быть подвергнуты гидролизу с образованием сероводорода (при условиях щелочной среды), фактически в коррозионных процессах участия не принимают.

Определенную роль в процессе коррозии играют также органические кислоты жирного ряда, содержащиеся в тяжелых фракциях конденсатов и нефтей. Отмечены следующие виды коррозии оборудования:

- химическая, вызванная агрессивными компонентами в газообразной форме;
- электромеханическая, вызванная действием конденсатов насыщенных агрессивными компонентами;
- коррозионное растрескивание сталей, вызываемое насыщением водорода структуры металла.

Механизм коррозии носит смешанный характер, т.е. химический и электрохимический. Причина химической коррозии - химическая реакция между железом и кислотами. Электрохимическая коррозия возникает при прохождении тока между отдельными участками поверхности металла.

Продукция коррозионного процесса - атомы и молекулы водорода и двухвалентные ионы железа, которые вступают в реакцию с ионами гидросульфида и сульфида, они образуют вторичные продукты коррозии - сульфиды железа, обладающие свойством самовоспламенения на воздухе при обычных температурах, что особенно опасно для проведения ремонтных работ при вскрытии аппаратов.

Интенсивность процесса коррозии зависит: от кислотности среды pH, температуры, давления, наличия в системе воды в жидкой фазе.

С повышением давления скорость электрохимической коррозии увеличивается, так как повышается растворимость агрессивных компонентов в жидкой фазе-электролите (например, в воде) и, следовательно, увеличивается их содержание в единице объема, действующего на единицу поверхности металла.

При повышении температуры снижается растворимость H_2S и CO_2 в жидкой фазе, а следовательно, и скорость коррозии, а также ускоряется скорость химических и электрохимических реакций и интенсивность коррозии, особенно при термических процессах.

Скорость сероводородной коррозии зависит также от прочности, химического состава, микроструктуры, способа обработки и т.д. применяемых сталей.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|---------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

Все углеродистые и низколегированные стали подвергаются во влажных сероводородсодержащих средах растрескиванию под напряжением ниже предела текучести. Допустимая величина этих напряжений зависит от химического состава, термической обработки и структуры металла, остаточных напряжений после горячей или холодной деформации и других факторов. Для предотвращения растрескивания предусматривают специальные мероприятия, такие как изготовление труб и оборудования из специально выбранных сталей, стойких к растрескиванию от наводораживания, ограничение напряжений в металле увеличением толщины стенок, применение ингибиторов коррозии, осушка газа на УКПГ с целью уменьшения воздействия агрессивного газа на внутренние стенки газопроводов, транспортирующих газ до ГПЗ.

Технологическая схема в системе "скважина - УКПГ-ГПЗ" Оренбургского газохимического комплекса позволяет выделить две зоны коррозионной активности газа:

а) зона высокой коррозионной активности среды, к которой относятся технологическое оборудование скважин, шлейфовые газопроводы, сепарационное технологическое оборудование и межблочные коммуникации (кроме замерного пункта УКПГ), работающие в среде влажного газа с содержанием сероводорода;

б) зона низкой коррозионной активности, к ней относятся технологическое оборудование и арматура замерного пункта УКПГ, газоконденсатопроводы от УКПГ до ГПЗ.

Нормативными документами установлены допустимые скорости общей коррозии: 0,25 мм/год - для насосно-компрес-сорных труб и шлейфовых газопроводов; 0,2 мм/год - для технологических аппаратов и межблочных коммуникаций (гарантии фирмы-поставщика); 0,1 мм/год - для газопроводов, транспортирующих осушенный сероводородсодержащий газ.

Материальное оформление трубопроводов и технологического оборудования для зон умеренной и опасной коррозии принимается в основном одинаковым. Это "спокойные" углеродистые стали марки Сталь 20 с дополнительным контролем качества при изготовлении. Для зон опасной коррозии обязательна термическая обработка труб на заводах-изготовителях и сварных швов при монтаже. Кроме того, при расчете толщины стенок труб и аппаратов для этой зоны принимается увеличенная толщина стенок для снижения внутренних напряжений.

В исключительных случаях для наиболее коррозионно-опасных сред (фонтанная арматура) допускается применение нержавеющей стали.

Общую коррозию можно снизить до допустимых пределов (0,2-0,1 мм/год) с помощью ингибиторной защиты, качество которой зависит от ряда факторов. Один из основных - возможность применения эффективных методов нанесения ингибиторной пленки.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

Эффективность антикоррозионной защиты определяют по формуле

$$A_3 = \frac{P_{н} - P_{и}}{P_{н}} 100 \%,$$

где $P_{н}$ - потери массы неингибированного образца, мг; $P_{и}$ -потери массы ингибированного образца, мг.

Эффективность ингибиторной защиты, определяемая по формуле оценивается следующим образом: 90 % и выше -отличная; 75-89 % - хорошая; 50-74 % - слабая; ниже 50 % -неудовлетворительная.

Абсорбционная осушка газов. На установках осушки кислых газов в качестве абсорбента используются водные растворы гликолей, которые инертны по отношению к углеводородным и кислым компонентам газа и не вступают с ними в химические реакции.

Сопоставление данных о растворимости углеводородов и сероводорода в гликолях показывает, что гликоль хорошо растворяет H_2S . Следовательно, на установках осушки кислых газов объем низконапорных газов будет больше, чем на обычных абсорбционных установках. Растворимость H_2S и CO_2 в гликолях может определяться по рисунку.

В результате контакта сероводорода и двуокиси углерода с гликолем последний с течением времени становится кислым и усиливает коррозию оборудования и труб. Наиболее интенсивная коррозия происходит в вентилях и изгибах трубопроводов. Возникшая коррозия может носить характер коррозионного износа, язвенной коррозии или коррозионного растрескивания под влиянием водорода. Данные о влиянии кислых компонентов на коррозионную активность приведены в таблице.

Вспенивание гликоля при обработке высокосернистого газа встречается чаще, чем при обработке нейтрального газа. Это объясняется растворением в гликоле кислых газов, засорением его продуктами коррозии, ингибитором коррозии и растворителем серы, закачиваемым в скважину. Вспенивание гликоля особенно усиливается при повышенных температурах и выделении из него растворенных газов. Предварительное разгазирование гликоля при выветривании способствует снижению его вспениваемости в блоке регенерации.

Применение антивспенивателей не приводит к значительному снижению вспениваемости гликолей в блоке регенерации, поскольку эти вещества быстро теряют свои свойства при высоких температурах.

Наилучшим методом снижения вспениваемости считается очистка гликолей от загрязнителей перед их поступлением в блок регенерации. Фильтрацией гликолевых растворов можно очищать их от загрязнителей. В качестве фильтрующего элемента можно применять активированный уголь.

| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

Насыщенный уголь рекомендуется регенерировать с помощью водяного пара. Для контроля качества гликоля требуется регулярное определение рН среды. Иногда для борьбы с окислением гликолей рекомендуется в раствор добавлять специальные реагенты.

При проектировании установок для осушки высокосернистых соединений необходимо предусмотреть также возможность установления емкости для отделения продуктов коррозии.

Следует отметить, что на надежную эксплуатацию установок осушки высокосернистых газов влияет выбор материала для тех частей установки, которые непосредственно контактируют с высокосернистым газом. С увеличением прочности сталей их чувствительность к водородной коррозии растет.

Потоки газа, имеющие скорость свыше 20 м/с, могут вызвать эрозию материала коммуникаций. Поскольку эрозия в несколько раз увеличивает коррозию, необходимо, чтобы скорость не превышала указанный предел.

Установки осушки газа должны отключаться каждые 1218 мес для ремонта, очистки и контроля в первую очередь тех узлов, которые контактируют с сероводородсодержащим газом.

Требуемая глубина осушки кислых газов зависит от их дальнейшей переработки. При добыче слабокислых газов их необходимо осушить до точки росы в соответствии с требованиями отраслевого стандарта ОСТ 51.40-83, так как из таких газов не извлекают сернистые соединения и подают к потребителям.

Малосернистые, сернистые и высокосернистые газы при транспортировке от промыслов до газоперерабатывающих заводов в присутствии воды вызывают интенсивную коррозию труб. Поэтому перед подачей в продуктопроводы такие газы необходимо осушить.

Глубокая осушка таких газов на промысле нецелесообразна, так как на установках очистки газа от кислых компонентов происходит их повторное увлажнение.

Опыт эксплуатации сероводородсодержащих месторождений показывает, что снижение влагосодержания газа до 60 % его равновесного значения резко уменьшает скорость коррозии труб и обеспечивает надежную работу продуктопровода от промысла до газоперерабатывающего завода.

При определении степени осушки газа на промыслах необходимо учесть возможное снижение температуры газа во время его транспортирования с тем, чтобы исключить конденсацию паров воды в газопроводе, так как наличие воды в жидкой фазе увеличивает скорость коррозии.

Большинство установок, введенных в эксплуатацию до середины 70-х годов, не отвечают требованиям по защите окружающей среды. Растворенные в ингибиторах гидратообразования и конденсате сероводород, меркаптаны и другие сернистые соединения при их обработке часто выделяются в виде низконапорных газов и

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

сжигаются. Наряду с потерями сернистых соединений это приводит также к загрязнению окружающей среды. Иногда на месторождениях кислых газов отсутствует газ, не содержащий сернистые соединения. Поэтому большое значение придается разработке технологических схем, исключающих выброс кислых газов в окружающую среду и обеспечивающих получение бессернистого топливного газа.

Из числа разработанных в последние годы схем осушки кислых газов можно указать схемы с выделением сероводорода из насыщенного раствора гликоля при высоких давлениях и утилизации кислых газов с использованием энергии раствора гликоля.

Вариант 1. Отдувка сероводорода из раствора ДЭГа при высоких давлениях. Сероводородсодержащий газ поступает в сепарационную часть абсорбера К-1, где от него отделяется капельная жидкость. В абсорбере газ осушается с высококонцентрированным раствором гликоля.

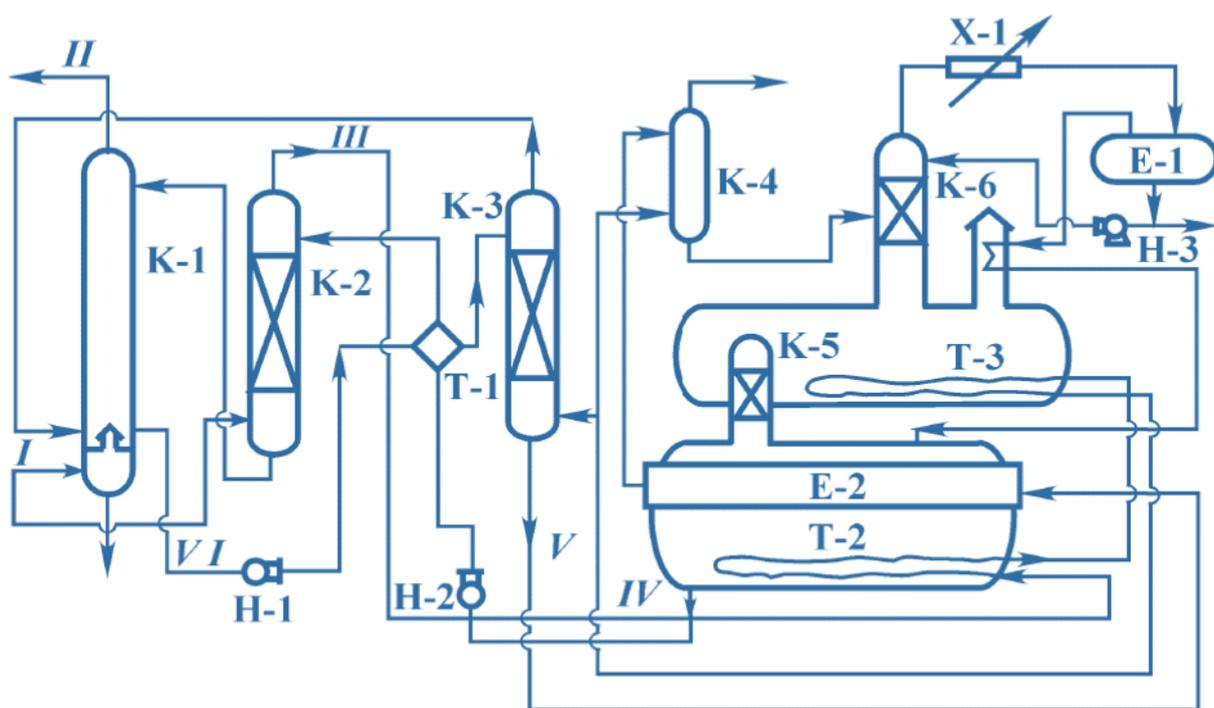


рис.9 Принципиальная схема установки осушки сернистого газа с получением очищенного газа на собственные нужды:

К-1 - абсорбер; К-2 - абсорбер очистки газа от сероводорода; К-3 - отдувочная колонна; К-4 - отпарная колонна; К-5, К-6 - десорберы; Е-1 - емкость орошения; Е-2 - буферная емкость; Т-1 - рекуперативный теплообменник; Т-2 - подогреватель; Х-1 - холодильник; Н-1, Н-2, Н-3 - насосы. I - сырьевой газ; II- осушенный газ; III- очищенный от сероводорода; IV- регенерированный раствор ДЭГа; V- очищенный от сероводорода раствор ДЭГа; VI- насыщенный раствор ДЭГа

| | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | |

Часть сырьевого газа подается в абсорбер К-2 для очистки от сероводорода, где в качестве поглотителя используется раствор ДЭГа. Очищенный от сероводорода газ, содержащий 0,13 % H_2S , поступает в огневой испаритель, где подогревается до температуры 140 °С за счет тепла ДЭГа и разделяется на два потока. Один поток после дросселирования до давления

0,3 МПа используется в качестве топлива в огневом испарителе и отдувочного газа в отпарной колонне. Другой поток применяется в качестве отдувочного газа в колонне обессеривания насыщенного ДЭГа К-3.

Насыщенный влагой гликоль (97,2 %) с содержанием сероводорода до 33,4 г/л подается насосом из абсорбера в теплообменник, встроенный в блок регенерации, где он подогревается потоком регенерированного ДЭГа до температуры 120-140 °С, после чего направляется для очистки от сероводорода в колонну К-3. В К-3 при давлении, большем на 0,1 МПа, чем в абсорбере, из раствора отдувается сероводород, после чего от-дувочный газ, содержащий большое количество H_2S направляется в абсорбер, откуда вместе с основным потоком поступает в газопровод.

Насыщенный ДЭГ, содержащий H_2S после очистки в К-3 направляется в блок дегазации при давлении 0,4 МПа. Затем гликоль проходит доочистку от сероводорода в колонне К-4 при температуре 115 °С отдувочным газом. После доочистки содержание H_2S в гликоле составляет 0,0434 г/л. Для выпаривания из него воды гликоль поступает в десорбер К-5. Из К-5 поступает в огневой испаритель, а затем в отпарную колонну К-6, где гликоль регенерируется и поступает в емкость Е-2, а оттуда откачивается насосом в колонну обессеривания газа, где насыщается сероводородом. Затем этот раствор вновь поступает на орошение в абсорбер.

Для циркуляции десорбированного газа и подачи орошения в колонну регенерации в схему включен блок водокольцевого компрессора.

Вариант 2. Рециркуляция кислых газов с использованием раствора гликоля. В этом варианте кислые газы, выделенные при выветривании и регенерации гликоля, поглощаются раствором гликоля и возвращаются повторно в абсорбер.

Обе схемы базируются в основном на типовом оборудовании, применяемом для обработки бессернистых газов. Но наличие сероводорода в газе обуславливает использование новых аппаратов. Включение в схемы процесса отдувки сероводорода, компрессии и рециркуляции кислых газов оказывает влияние на их энергетические показатели.

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | Лист |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | 5321400- НГКСТ | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

2.3. Анализ установок регенерации абсорбентов

Существенное влияние на процесс осушки оказывает глубина регенерации раствора поглотителя, насыщенного водой. При концентрации регенерируемых растворов 96,0—97,5 % (масс.) применяется десорбция при давлении, близком к атмосферному. Стремление получить более концентрированные растворы привело к необходимости внедрения вакуумной регенерации или к подаче в систему десорбции нейтрального агента — природного газа, снижающего парциальное давление водяных паров и обеспечивающего получение регенерированных поглотителей концентрацией 98,0—99,95 % (масс.). Находит применение также азеотропная ректификация.

Можно получить регенерированные растворы гликолей концентрации до 99,95 % (масс.) при подаче отдувочного агента — осушенного газа — в испаритель или регенерационную колонну либо в процессе азеотропной ректификации.

Благодаря более высокой температуре разложения триэтиленгликоля его можно нагревать до более высокой температуры при атмосферном давлении, чем диэтиленгликоль, и получать высококонцентрированный раствор, что обеспечит лучшую депрессию точки росы осушаемого газа. Глубина осушки газа гликолями в основном зависит от температуры контакта газ — поглотитель и содержания остаточной влаги в регенерированном растворе гликоля.

Технология регенерации должна обеспечить концентрации гликолей, которая позволяет осушать газы до температуры, соответствующей заданной проектом точке росы газа в абсорбере.

Следует отметить, что выбор оптимальной схемы регенерации гликолей требует технико-экономического обоснования.

Регенерация при атмосферном давлении чаще всего применяется на промышленных и заводских установках низкотемпературной сепарации для выпаривания воды из 70 %-х растворов этиленгликоля и доведения их концентрации до 80 % (масс.). Раствор гликоля подогревается в паровых или огневых испарителях. На установках осушки головных сооружений магистральных газопроводов регенерация при атмосферном давлении применяется в южных районах СССР, где точки росы осушаемого газа равны —10 °С, а концентрация регенерированного раствора гликоля не превышает 97,5 % (масс.).

Схема регенерации гликоля, выполненная в ЦКБН, с использованием огневого подогревателя, аналогична схеме регенерации гликоля с подачей отдувочного газа (см. далее рис. 10.). Производительность установки 2 т/ч гликоля, насыщенного влагой, тепловая нагрузка подогревателя 1463 МДж/чг Глубина регенерации — от 70 до 80% (масс.) гликоля. Установка выполнена в виде отдельных блоков, в состав которых входят десорбер, огневой подогреватель и теплообменник, два насоса. Отдельно монтируют резервуары и емкости.

| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

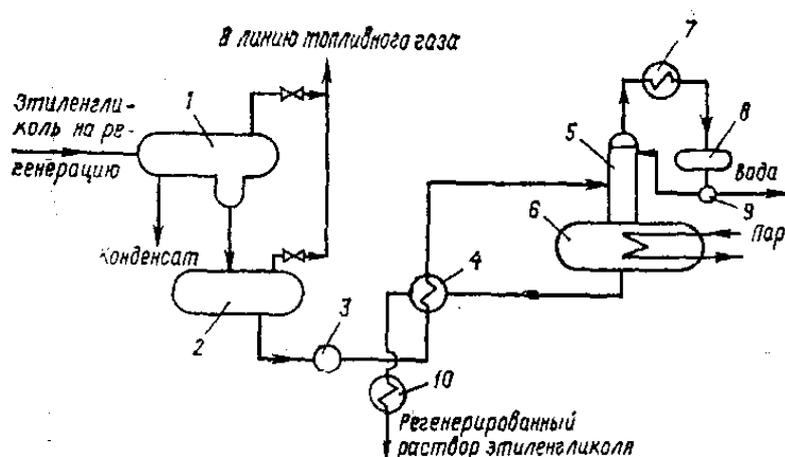


Рис. 10 Установка регенерации диэтиленгликоля с паровым подогревом:

1 — фазовый разделитель; 2 — сепаратор; 3 — фильтр; 4 — теплообменник; 5—десорбер; 6 — испаритель; 7 — конденсатор-холодильник; 8 — емкость орошения; 9 — насос орошения; 10 — холодильник.

Режим работы установки следующий: давление в фазовом разделителе—1,4 МПа и в сепараторе — 0,6 МПа; температура этиленгликоля на входе в десорбер — 75 °С, наверху десорбера — 100 °С, внизу испарителя — 135 °С, на выходе из десорбера регенерированного этиленгликоля — 40°С.

Концентрация раствора этиленгликоля, поступающего на регенерацию — 70 % (масс.) и регенерированного — 80 % (масс.).

Опыт показывает, что в этиленгликоле содержится 1 % (масс.) и выше диэтанолamina, увлекаемого раствором с установки сероочистки. При вспенивании раствора в абсорбере в результате механического уноса концентрация диэтанолamina в этиленгликоле может достигать 20—30 % (масс.), что изменяет условия осушки.

Схема включает сепаратор, где происходит разделение смеси насыщенный раствор этиленгликоля — газоконденсат, сепаратор для сепарации газа, растворенного в этиленгликоле, теплообменники и десорбер, смонтированный на испарителе с паровым подогревом. Производительность установки 8 м³/ч этиленгликоля. Наверх колонны подается водяное орошение. Избыток влаги иногда направляется на установку сероочистки (для подпитки циркулирующего в системе диэтанолamina). В приведенной схеме исключается сброс сточной воды в канализацию.

В целях обеспечения надежного транспорта смеси газа и газоконденсата, особенно с морских месторождений, разработана схема одновременной их осушки. Осушка газа гликолем проводится в первой по ходу газа колонне. Осушенный газ поступает во вторую колонну, где извлекает воду из газоконденсата, стекающего по тарелкам. Увлажненный газ, поглотивший влагу, содержащуюся в конденсате,

| | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | |

осушается вторично в верхней секции этой же колонны, разделенной глухой тарелкой. Затем он смешивается с осушеннымгазоконденсатом и в виде газожидкостной смеси подается в газопровод. Насыщенные влагой гликоли из обеих колонн подаются в общую систему регенерации.

Практический интерес представляют схемы регенерации гликоля, в которых вместо вакуума используется отдувка газом. Следует, однако, учесть, что вакуумнасос заменяется циркуляционным компрессором, так как выпускать отдувочный газ в атмосферу нерационально. Схема установки регенерации гликоля с подачей отдувочного газа в систему регенерации с огневым подогревателем приведена на рис.11 Насыщенный влагой гликоль проходит через змеевик дефлегматора 1 размещенного в верху выпарной колонны 2. Конденсирующийся водяной пар обеспечивает необходимое орошение верха колонны. Колонна заполнена насадкой из колец Решига или седел Берля. Далее влажный гликоль проходит через теплообменник 8 и поступает в десорбер, где из него частично отгоняется вода. В испарителе гликоль нагревается за счет сжигания топливного газа в топке 6. Из испарителя гликоль перетекает в отпарную колонну 9, в низ которой подается нагретый отдувочный газ. Здесь в колонне 9 концентрация гликоля доводится до 99,9 % (масс.) и выше. Температура верха колонны регулируется подачей части холодного гликоля через змеевик на верху колонны.

Из испарителя гликоль перетекает в отпарную колонну 9, в низ которой подается нагретый отдувочный газ. Здесь в колонне 9 концентрация гликоля доводится до 99,9 % (масс.) и выше. Температура верха колонны регулируется подачей части холодного гликоля через змеевик на верху колонны.

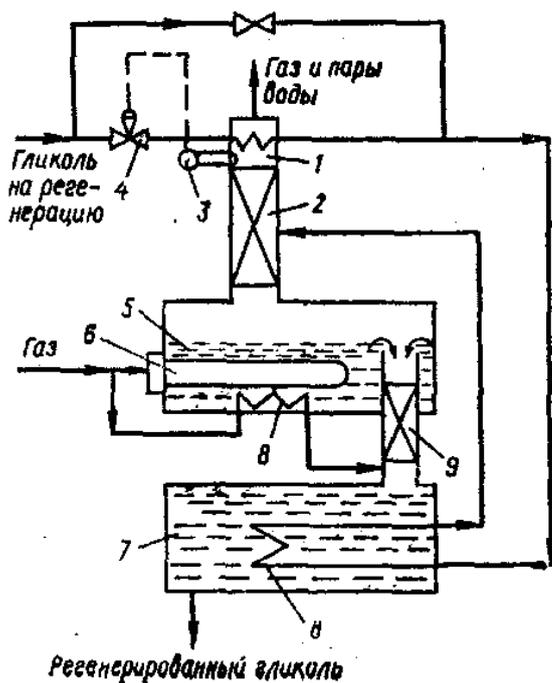


Рис.11 Схема установки регенерации гликоля с подачей отдувочного газа:

1—дефлегматор; 2 — выпарная колонна; 3 — термopаpa; 4 — регулирующий клапан; 5 — испаритель; 6-топка; 7 — буферная емкость; 8 — теплообменники; 9 — отпарная колонна.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

К недостаткам схемы следует отнести отвод отдувочного газа и паров воды в атмосферу, что приводит к потерям газа и загрязнению окружающей среды. Для ликвидации потерь газа устанавливают циркуляционные газодувки и колонны осушки циркулирующего газа.

При необходимости получения триэтиленгликоля концентрацией до 99,9 % (масс.) можно подавать на установку неосушенный газ, подогретый до 140—160°C.

При использовании осушенного газа удается получить гликоль концентрацией 99,97 % (масс.). Отдувочный газ можно вводить частично в испаритель через перфорированную трубу, расположенную под топкой, что позволяет интенсифицировать теплообмен и уменьшить вероятность перегрева гликоля. Опыт показал, что наиболее эффективным является ввод газа в отпарную колонну.

В некоторых схемах в качестве отдувочного газа предлагается использовать отходящие газы, отбираемые из дымовой трубы огневого подогревателя. Газы охлаждаются, отделяются от влаги, подогреваются в теплообменнике и подаются в отпарную камеру. Однако наличие кислорода в продуктах сгорания газа может вызвать окисление гликоля, поэтому использование отходящего газа на наш взгляд не представляет особого интереса, хотя обеспечивает экономию электроэнергии для привода вакуум-насоса.

Для получения точек росы газа от —10 до —25 °С и ниже применяют вакуумную регенерацию гликолей. Вакуум в системе создается при конденсации водяных паров в конденсаторе, а неконденсирующиеся газы отсасываются вакуум-насосом. Наличие избыточного давления гликоля и газа, теряемое в процессе регенерации, позволяет использовать их энергию для получения вакуума.

Регенерация влажного гликоля осуществляется в две стадии. На первой стадии в испарителе отгоняется вода при атмосферном давлении; на второй стадии вода отгоняется в испарительной камере, вакуум в которой создается системой воздушного холодильника и эжектора. За рубежом патентуют схемы, в которых вакуум в испарительной камере поддерживается эжектором, работающим на осушенном газе, выходящем из абсорбера.

Парогазовая смесь из эжектора направляется в испаритель, работающий при атмосферном давлении, где эта смесь используется в качестве отдувочного газа. Применение эжекторов позволяет снизить расход электроэнергии, так как исключает привод вакуум-насоса. Для широкого промышленного внедрения методов с использованием эжекторов для создания вакуума необходимо накопить опыт эксплуатации таких установок.

При осушке сероводородсодержащего газа сероводород в значительном количестве растворяется в гликоле. В процессе регенерации сероводород десорбируется и сжигается на факеле, загрязняя окружающую среду диоксидом серы, при этом, конечно, имеют место и потери серы. В целях снижения

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | | Лист |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | 5321400- НГКСТ | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

потерь сероводорода и защиты окружающей среды во ВНИИгаз разработана безотходная технология осушки сероводородсодержащих газов. Процесс заключается в следующем.

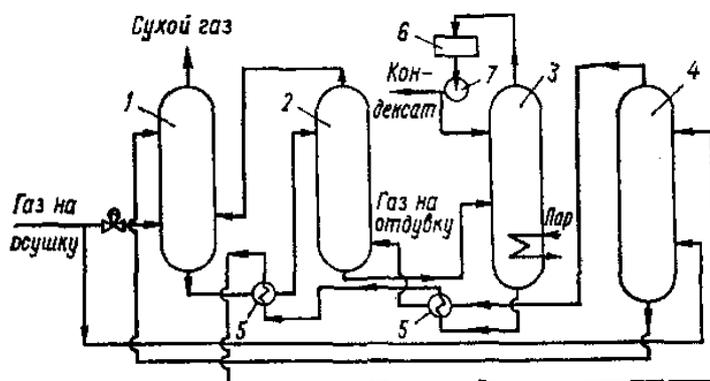


Схема осушки сероводородсодержащих газов и регенерация гликоля:

1 — абсорбер; 2 — отпарная колонна; 3 — десорбер; 4 — очистная колонна; 5 — теплообменники; 6 — конденсатор; 7 — насос.

Диэтиленгликоль, насыщенный сероводородом, выходящий с низа абсорбера 1, поступает после нагрева в отпарную колонну 2. Здесь с помощью нагретого бессернистого газа, поступающего из колонны 4, из него выделяется сероводород. Затем газ возвращается обратно в абсорбер, и с основным потоком газа направляется на установку сероочистки. Раствор диэтиленгликоля после отдувки сероводорода поступает в обычную систему регенерации. Бессернистый газ для отдувки получается на этой же установке путем очистки его регенерированным диэтиленгликолем в специальной очистной колонне либо подается со стороны. Потери серы при осушке 1 млрд. м³ газа/ содержащего 5% (об.) сероводорода, очень велики и достигают 2000 т в год.

При применении подобной схемы исключается сброс сероводорода на факел, снижается также коррозионность раствора гликоля, поступающего в систему десорбции. Аналогичную схему можно применять и для дегазации сероводородсодержащегогазоконденсата и воды. Такие установки целесообразно сооружать на газовых промыслах перед транспортом газа на газоперерабатывающие заводы. Для обеспечения надежной работы газопроводов, транспортирующих сероводородсодержащий газ, рекомендуется осушать его до 60 % относительной влажности. Необходимо также систематически подавать ингибиторы в трубопроводы.

Регенерация метанола из пластовых вод, получаемых при сепарации продукции скважин, становится неотъемлемой частью технологической схемы газового промысла и подземного хранилища. Для извлечения метанола сооружаются специальные установки. Схема такой установки приведена на рис. 12. Выделение метанола из воды осуществляется в ректификационной колонне 2, оборудованной 26 тарелками. Режим процесса следующий: давление

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

98—108 кПа, температура верха колонны 68—72 °С, низа — 103—105 °С; сырье подается на 15-ю и 21-ю тарелки. Концентрация метанола в сырье составляет 30—60 % (масс.); концентрация метанола, получаемого с верха колонны, равна 90—96 % (масс.). Содержание метанола в кубовой жидкости 1,0—1,5 % (масс.). При осушке газа, содержащего метанол, диэтиленгликолем одновременно с водой поглощается и метанол, который затем выделяется при десорбции из водного конденсата на установках регенерации метанола.

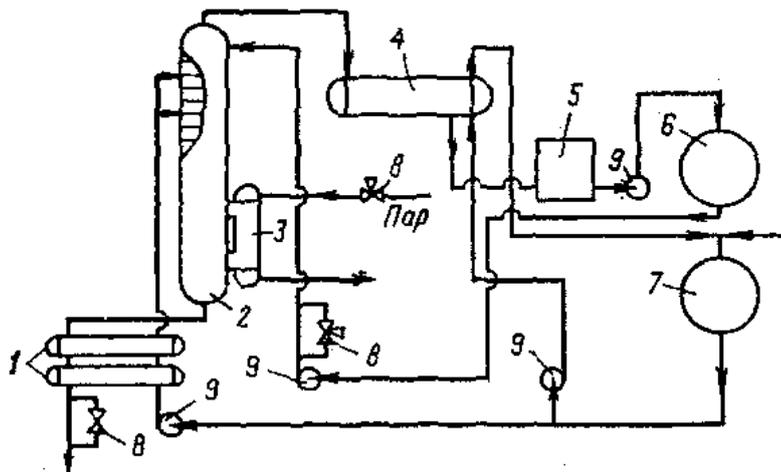


Рис. 12 Схема установки регенерации метанола:

1—теплообменники; 2— ректификационная колонна; 3 — паровой подогреватель; 4—конденсатор-холодильник; 5 — промежуточная емкость; 6, 7 — резервуары чистого и насыщенного метанола; 8— регулирующий клапан; 9— насосы.

Осушка газа хлоридом кальция осуществляется в колонне, состоящей из трех секций. Нижняя секция является сепаратором и служит для отделения капельной влаги и углеводородного конденсата. Средняя секция оборудована барботажными тарелками специальной конструкции (в количестве 5—10 шт.), по которым противотоком к поднимающемуся газу сливается раствор хлорида кальция. Третья секция засыпана твердым хлоридом кальция. Колонна для осушки газа и устройство тарелки показаны на рис. 13

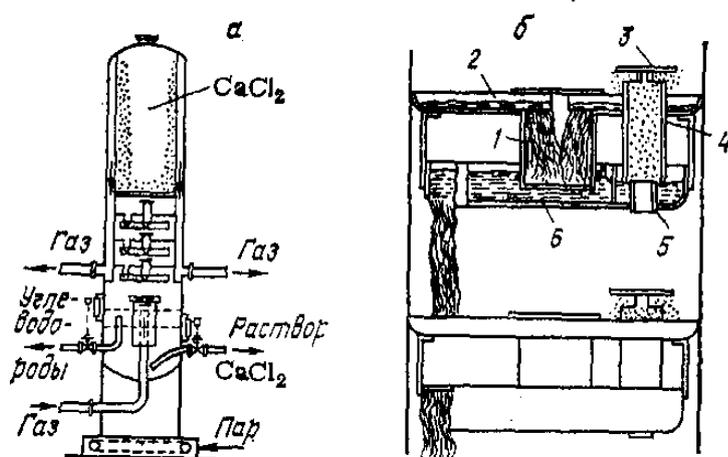
Газ, проходящий с большой скоростью через патрубок, увлекает за собой раствор хлорида кальция в виде тумана и мелких капель. Эти капли уносятся вверх в камеру, где интенсивно смешиваются с турбулентным потоком газа. Более тяжелые частицы раствора отделяются от газа на выходе из камеры смешения и направляются специальной отбойной пластинкой вниз на сборный лоток. Отсюда раствор хлорида кальция перетекает через сливной стакан в поддон и из него снова увлекается вверх потоком газа. Таким образом, происходит циркуляция раствора поглотителя. Избыток раствора хлорида кальция из поддона стекает на лежащую ниже тарелку.

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|--|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | | |

Наибольшую концентрацию имеет раствор, поступающий на верхнюю тарелку колонны. Отработанный раствор хлорида кальция с нижней тарелки стекает в сепарационную секцию колонны, а затем отводится из колонны. Доосушка газа происходит при его движении через слой твердого хлорида кальция.

В процессе эксплуатации колонны уровень гранулированного хлорида кальция постепенно понижается, но точка росы осушаемого газа остается постоянной, пока не «отработается» около 75 % осушаемого слоя. После этого колонну необходимо заполнить вновь до требуемого уровня. Обычно в колонну добавляют 0,3—0,5 м³ таблеток хлорида кальция в зависимости от влажности газа. Частота возобновления слоя хлорида кальция зависит от объема пропускаемого газа, его температуры и объема осушающей секции. Например, при осушке 99 тыс. м³сут газа с одной скважины при температуре 50 °С колонну перезаряжают ежемесячно. Для установки, обслуживающей скважину с суточным дебитом 2880 м³, требуется перезарядка через 6 мес. Рекомендуемый диаметр таблеток хлорида кальция 12,5—25,0 мм. Допускается не более 10% таблеток размером <6 мм.

Производительность установки рассчитывают с запасом на 1/3 от начального расчетного дебита скважин. При снижении производительности установки ниже 2/3 от номинальной мощности ухудшается контакт газа с раствором на тарелках, и основная осушка осуществляется в слое гранулированного хлорида кальция. При этом весь слой увлажняется, отдельные таблетки слипаются и образуются перемычки между ними, которые прилипают к стенкам колонны. Растворившийся хлорид кальция стекает вниз, образует каверны и каналы между барботажной секцией с твердым осушителем. Для уплотнения слоя рекомендуется подавать воду на стенки колонны, чтобы опустить слой и обеспечить заполнение образовавшихся пустот, после чего добавляют свежий хлорид кальция. Ввиду малой стоимости хлорида кальция раствор не регенерируют.



| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
|-----------|------|------------|-------|------|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | |

5321400- НГКСТ

Лист

Рис. 13 Колонна для осушки газа хлоридом кальция (а) и устройство тарелки (б): 1 — сливной стакан; 2 — сборный лоток; 3 — отбойная пластина; 4 — камера смешения; 5 — патрубок; 6 — поддон.

ДЕСОРБЕР ДЛЯ РЕГЕНЕРАЦИИ РАСТВОРА диэтиленгликоля

Исходные данные

Рассчитать десорбер для регенерации насыщенного раствора диэтиленгликоля, состав которого дан в табл. при следующих исходных данных: количество раствора диэтиленгликоля $G_{г.л.н} = 5160$ кг/ч; давление в аппарате $\pi = 0,12$ МПа.

Содержание диэтиленгликоля в регенерированном растворе не менее $x_1 = 0,987$ масс. долей.

Температура раствора диэтиленгликоля при его выводе из аппарата $t_1 = 154^\circ\text{C}$.

Описание принципиальной технологической схемы работы десорбера было дано ранее; схема материальных потоков приведена на рисинке

Расчет

1. Температура в аппарате. По данным работы десорберов нескольких промышленных установок осушки газа раствором диэтиленгликоля температура ввода сырья в аппарат находится в пределах $52\text{—}109^\circ\text{C}$. С целью исследования влияния предварительного нагрева на степень регенерации раствора диэтиленгликоля принимается повышенное значение температуры ввода сырья в аппарат $t_2 = 105^\circ\text{C}$.

Температура парогазовой смеси, выводимой из аппарата, принимается равной $t_n = 100^\circ\text{C}$. Температура воды, подаваемой для орошения верха аппарата, принимается равной $t_0 = 97^\circ\text{C}$.

Температура раствора диэтиленгликоля после обмена теплом с более нагретой парогазовой смесью определяется из теплового баланса аппарата.

2. Материальный баланс десорбера. Уравнение материального баланса десорбера, схема материальных потоков которого показана на рис, имеет вид:

$$G_{г.л.н} + G_r' + G_0 + G_{ж} = G_{п.г.с} + G_{ж}' + G_0$$

Левая часть уравнения отвечает приходу материальных потоков (кг/ч): $G_{г.л.н}$ — насыщенного раствора диэтиленгликоля, подаваемого на регенерацию; G_r' — отдувочного газа; G_0 — воды, подаваемой на верх аппарата в качестве орошения для уменьшения потерь гликоля; $G_{ж}$ — жидкости из испарителя

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|---------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

правая — расходу материальных потоков (кг/ч): $G_{п.г.с}$ — парогазовой смеси; $G_{ж}$ — жидкости в испаритель; $G_{ж}'$ — регенерированного раствора диэтиленгликоля; G_0 — испарившегося орошения.

Для регенерации раствора гликоля до концентрации 99 %(масс.) и более применяется отдувочный или отпарной газ, подаваемый под первую тарелку десорбера. Отдувочный газ уменьшает парциальное давление водяного пара и способствует переходу воды из жидкой фазы в паровую.

Количество отдувочного газа рассчитывается по формуле

$$N_r = N_{гг} S / K$$

где $N_{гг}$ — количество диэтиленгликоля в насыщенном растворе, кмоль/ч; S — фактор десорбции воды; K — константа равновесия воды в системе ДЭГ — вода.

Количество диэтиленгликоля в насыщенном растворе равно:

$$N_{гг} = G_{гг} X_2 / M_{гг.н} = 5160 \cdot 0,9603 / 106,12 = 46,69 \text{ кмоль/ч}$$

Фактор десорбции воды можно определить по диаграмме Крэмсера; для этого принимается число теоретических тарелок $N_r = 3$. Расчетная степень отпарки парогазовой смеси в аппарате равна:

$$\varphi = 1 - x_2(1 - x_1) / x_1(1 - x_2) = 1 - 0,9603(1 - 0,987) / 0,987(1 - 0,9603) = 0,63$$

Тогда, при $\varphi = 0,63$ и $N_r = 3$ из графика Крэмсера находим $S = 0,75$

Температура отдувочного газа принимается равной $t_r = 154^\circ\text{C}$. Тогда константа фазового равновесия для воды при этой температуре и давлении $\pi = 0,12$ МПа определяется из графика (рис. 14); она равна $K = 3,85$. Тогда

$$N_r' = 46,69 \cdot 0,75 / 3,85 = 9,1 \text{ кмоль/ч}$$

Состав принятого в данном случае отдувочного газа дан в табл. 4

Расход отдувочного газа составляет:

$$G_r' = N_r' M_r' = 9,1 \cdot 16,82 = 153 \text{ кг/ч или } V_r' = G_r' / \rho_r = 153 / 0,57 = 268 \text{ м}^3/\text{ч}$$

При этом плотность газа равна :

$$\rho_r = M_r \pi / 22,4 (t_r + 273) \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 16,82 \cdot 0,12 \cdot 10^6 \cdot 273 / 22,4 \cdot (154 + 273) \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 0,57 \text{ кг/м}^3$$

Удельный расход отдувочного газа равен:

$$\omega = V_r' / V_{гг.н}$$

где $V_{гг.н}$ — объемное количество насыщенного влагой диэтиленгликоля, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Величина $V_{гг.н}$ рассчитывается по формуле:

| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

$$V_{\text{гг.н}} = G_{\text{гг.н}} / \rho_{\text{гг.н}} = 5160 / 1055 = 4,9 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где $\rho_{\text{гг.н}}$ - плотность раствора гликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ (см. рис.9). Тогда $\omega = 268 / 4,9 = 55 \text{ м}^3/\text{м}^3$

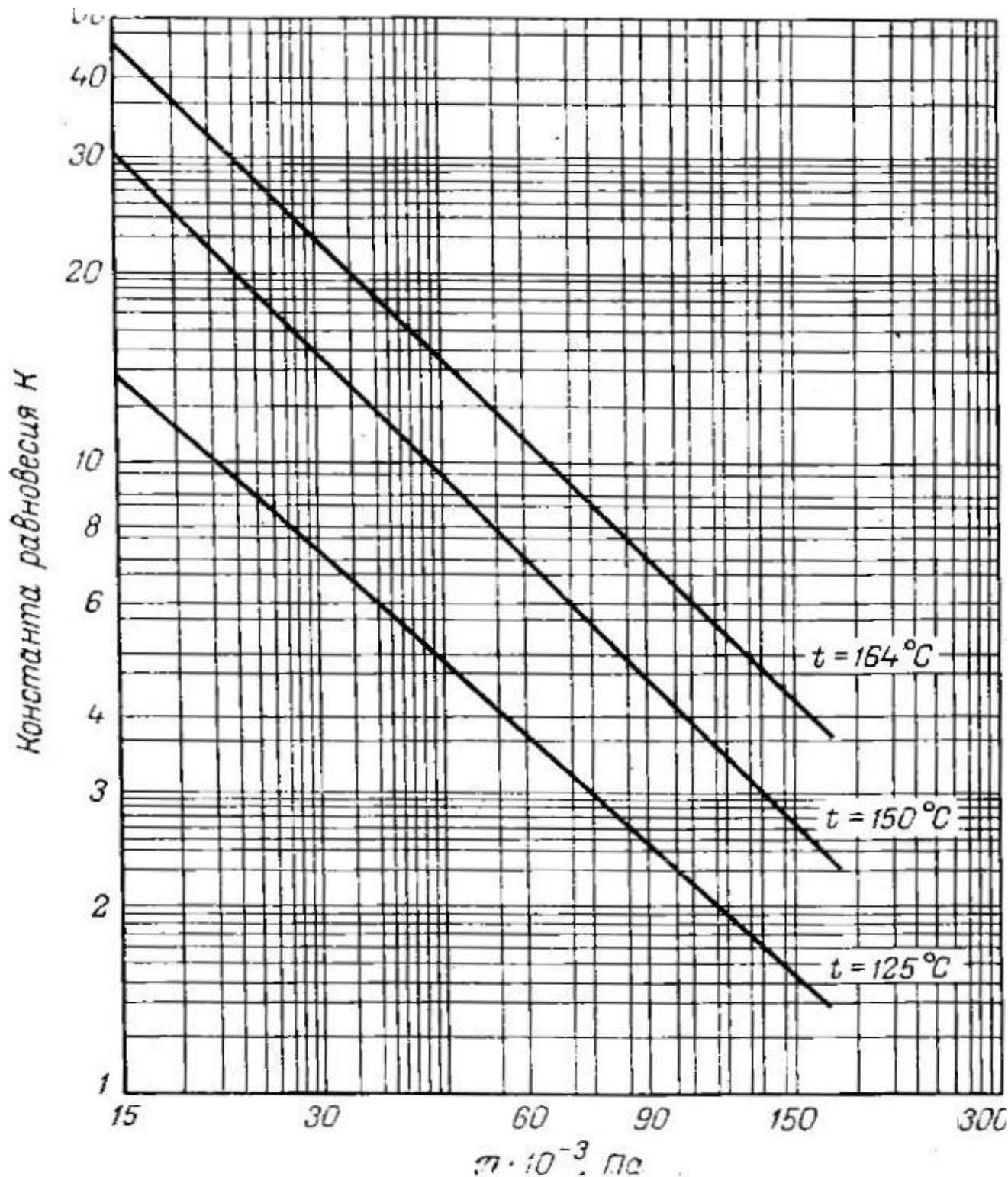


Рис. 14. Зависимость константы равновесия воды в системе ДЭГ — вода от температуры и давления.

| | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | |

5321400- НГКСТ

Лист

Удельный расход отдувочного газа в промышленных регенераторах гликолей находится в пределах $\omega = 10 - 100 \text{ м}^3/\text{м}^3$

Таблица 4. Состав отдувочного газа

| Компонент | Мольная масса M_i | Содержание y_i , мольн. доли | $M_i y'_i$ | Содержание $y_i = \frac{M_i y'_i}{\sum M_i y'_i}$, масс.доля |
|---------------------------|---------------------|--------------------------------|------------|---|
| CH_4 | 16 | 0,970 | 15,52 | 0,9227 |
| C_2H_6 | 30 | 0,009 | 0,27 | 0,0160 |
| C_3H_8 | 44 | 0,013 | 0,57 | 0,0338 |
| C_4H_{10} | 58 | 0,008 | 0,46 | 0,0275 |
| Σ | - | 1,000 | 16,82* | 1,0000 |

* В данном случае M'_r

Для определения количества парогазовой смеси, выводимой из аппарата, рассчитываются количества парогазовой смеси, образованные при однократном испарении насыщенного раствора диэтиленгликоля. Однократному испарению раствор ДЭГ подвергается дважды: первый раз — при вводе сырья $G_{\text{г.л.н}}$ в аппарат и второй — при вводе нагретого в испарителе жидкого остатка $G_{\text{ж}}$, полученного после однократного испарения сырья. При этом допускается, что при контакте с отдувочным газом состав насыщенного гликоля после первого однократного испарения не меняется. Такое допущение обеспечивает резерв разделительной возможности аппарата.

Мольная доля отгона e' рассчитывается по методу А. М. Трегубова путем подбора такого значения e' , при котором удовлетворяются равенства: $\sum x'_{\text{и}i} = \sum c_i' / 1 + e' (K_i - 1) = 1$ $\sum y'_{\text{и}i} = \sum K_i x'_{\text{и}i} = 1$

Где $x'_{\text{и}i}$, $y'_{\text{и}i}$ — содержание i -го компонента в жидкой и паровой фазах, образовавшихся при однократном испарении насыщенного диэтиленгликоля, мольн. доли; K_i — константа фазового равновесия i -го компонента.

Однократное испарение насыщенного раствора $G_{\text{г.л.н}}$ происходит при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ и давлении МПа. Однократное испарение жидкого потока Φ — при температуре $t_2 = 154^\circ\text{C}$ и давлении $\pi = 0,12$ МПа.

При этих условиях константы фазового равновесия для метана, этана, пропана и бутана могут быть найдены из номограммы; константа фазового равновесия для раствора диэтиленгликоля рассчитывается по формуле:

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

$$K_{дэг} = P_{дэг} / \pi$$

где $P_{дэг}$ — давление насыщенного пара диэтиленгликоля, Па.

Давление насыщенного пара диэтиленгликоля (P_a) в интервале температур от 80 до 165 °С можно вычислить по уравнению

$$\lg P_{дэг} = 10,2775 - 2727,3 / T$$

где T — температура, К.

Ниже приведены подобранные значения мольных долей отгона: при однократном испарении насыщенного раствора ДЭГ при вторичном однократном испарении ДЭГ

Расчеты составов парогазовой и жидкой фаз, образовавшихся при однократном испарении абсорбента, даны в табл.. При этом допустимые невязки величин $\sum x'_i$ и $\sum y'_i$ распределены по компонентам.

Содержание диэтиленгликоля в растворе после однократного испарения при температуре $t = 105$ °С и давлении $\pi = 0,12$ МПа составляет 0,9864 масс.долей. Для подачи в абсорбер осушки газа (см. «Исходные данные») требуется раствор, содержащий 0,98 масс.долей диэтиленгликоля, так что для этого аппарата условие регенерации выполняется.

Содержание диэтиленгликоля в растворе после второго однократного испарения при температуре $t = 154$ °С и давлении $\pi = 0,12$ МПа составляет 0,9875 масс.долей, причем оно удовлетворяет условиям регенерации в рассчитываемом аппарате.

Массовые доли отгона равны:

при $t = 105$ °С

$$e_1 = e_1' \cdot M_y / M_{г.л.н} = 0,106 \cdot 24,4 / 91,7 = 0,0279$$

при $t = 154$ °С

$$e_2 = e_2' \cdot M_y / M_x = 0,0032 \cdot 30,3 / 100,8 = 0,00096$$

где $M_y = 24,4$, $M_x = 30,3$, $M_{г.л.н} = 92,7$, $M_x = 100,8$.

После первого однократного испарения имеем:

количество парогазовой смеси

$$G_n = e_1 \cdot G_{г.л.н} = 0,0279 \cdot 5160 = 144 \text{ кг/ч}$$

количество жидкости

$$G_{ж} = G_{г.л.н} - G_n = 5160 - 144 = 5016 \text{ кг/ч}$$

После второго однократного испарения имеем:

количество парогазовой смеси

$$G'_n = e_2 \cdot G_{ж} = 0,00096 \cdot 5016 = 5 \text{ кг/ч}$$

количество жидкости

$$G'_{ж} = G_{ж} - G'_n = 5016 - 5 = 5011 \text{ кг/ч}$$

В результате второго однократного испарения отгон равен 5 кг/ч; по сравнению с отгоном, полученным при первом однократном испарении и равным

| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
|-----------|------|------------|-------|------|----------------|------|
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

144 кг/ч, он является малой величиной. При этом потребовался нагрев абсорбента от 105 °С до 154 °С.

Таблица 5 Расчет количества и состава парогазовой смеси, выводимой из верхней части десорбера

| Компонент | Мольная масса M_i | Поток $G_n = 144$ кг/ч | | Поток $G'_n = 5$ кг/ч | | Отдувочный газ $G'_r = 153$ кг/ч | |
|--------------------------------|---------------------|-----------------------------|-------------------------------------|-----------------------------|---------------------------------------|----------------------------------|---------------------------------------|
| | | Содержание y_i' масс.доли | Количество $G_{ni} = G_n y_i'$ кг/ч | Содержание y_i' масс.доли | Количество $G'_{ni} = G'_n y_i'$ кг/ч | Содержание y_i' масс.доли | Количество $G'_{ri} = G'_r y_i'$ кг/ч |
| ДЭГ | 106,12 | 0,0470 | 6,8 | 0,2123 | 1,1 | - | - |
| H ₂ O | 18 | 0,0383 | 5,5 | 0,1139 | 0,6 | - | - |
| CH ₄ | 16 | 0,3947 | 56,8 | 0,2038 | 1,0 | 0,9227 | 142 |
| C ₂ H ₆ | 30 | 0,2403 | 34,6 | 0,1843 | 0,9 | 0,0160 | 2 |
| C ₃ H ₈ | 44 | 0,1647 | 23,7 | 0,1599 | 0,8 | 0,0338 | 5 |
| C ₄ H ₁₀ | 58 | 0,1150 | 16,6 | 0,1258 | 0,6 | 0,0275 | 4 |
| Σ | - | 1,0000 | 144,0 | 1,0000 | 5,0 | 1,0000 | 153 |

Парогазовая смесь, образовавшаяся в результате однократных испарений раствора диэтиленгликоля, вместе с отдувочным газом выводится из верхней части аппарата. Расчет количества и состава этой смеси дан в табл. 5.

Продолжение табл.

| Компонент | Поток $G_{п.г.с.} = G_n + G'_n + G'_r$ | | | |
|--------------------------------|--|-----------------------------------|--|---|
| | Количество | Содержание | | |
| | g_i , кг/ч | $n_i = \frac{g_i}{M_i}$, кмоль/ч | $y_i = \frac{g_i}{\Sigma g_i}$, масс.доли | $y'_i = \frac{n_i}{\Sigma n_i}$, мольн. доли |
| ДЭГ | 7,9 | 0,0744 | 0,0262 | 0,0049 |
| H ₂ O | 6,1 | 0,3389 | 0,0202 | 0,0223 |
| CH ₄ | 199,8 | 12,4875 | 0,6616 | 0,8222 |
| C ₂ H ₆ | 37,5 | 1,2500 | 0,1242 | 0,0823 |
| C ₃ H ₈ | 29,5 | 0,6705 | 0,0976 | 0,0442 |
| C ₄ H ₁₀ | 21,2 | 0,3655 | 0,0702 | 0,0241 |
| Σ | 302,0 | 15,1868 \approx 15,2* | 1,0000 | 1,0000 |

* В данном случае $M_{п.г.с.}$

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

Материальный баланс десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля дан в таблице 6

3. Тепловой баланс десорбера. Уравнение теплового баланса десорбера в общем виде имеет вид:

$$Q_{G_{г.л.н}} + Q_{G'_{г}} + Q_{G_{ж}} + Q_{G_0} = Q'_{G_{ж}} + Q_{G_{п.г.с}} + Q_{G'_{ж}} + Q'_{G_0}$$

Левая часть уравнения отвечает приходу тепла (кВт): $Q_{G_{г.л.н}}$ — с насыщенным раствором диэтиленгликоля, подаваемым в аппарат на регенерацию; $Q_{G'_{г}}$ — с отдувочным газом; $Q_{G_{ж}}$ — с нагретым в испарителе жидким остатком после однократного испарения потока $G_{г.л.н}$, Q_{G_0} — с орошением верха аппарата; правая — расходу тепла (кВт): $Q'_{G_{ж}}$ — с жидким остатком первого однократного испарения сырья, направляемым в испаритель; $Q_{G_{п.г.с}}$ — с парогазовой смесью и отдувочным газом; $Q_{G'_{ж}}$ — с регенерированным раствором диэтиленгликоля; Q'_{G_0} — с испаряющимся водяным орошением.

Количество тепла, вносимое в аппарат насыщенным раствором диэтиленгликоля, рассчитывается по уравнению:

$$Q_{G_{г.л.н}} = G_{г.л.н} [H_{t_2} \cdot e_1 + h_{t_2} (1 - e_1)]$$

где H_{t_2} — энтальпия парогазовой смеси $G_{п.г.с}$, образовавшейся при однократном испарении сырья при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, кДж/кг; h_{t_2} — энтальпия жидкости аж, образовавшейся при однократном испарении сырья при той же температуре, кДж/кг.

Таблица 6 Материальный баланс десорбера

| Поток, поступающий в десорбер | Количество, кг/ч | Поток, выводимый из десорбера | Количество, кг/ч |
|--------------------------------|------------------|-----------------------------------|------------------|
| Насыщенный раствор $G_{г.л.н}$ | 5160 | Парогазовая смесь $G_{п.г.с}$ | 302 |
| Жидкость испарителя $G_{ж}$ | 5016 | Жидкость в испаритель $G_{ж}$ | 5016 |
| Отдувочный газ $G'_{г}$ | 153 | Регенерированный раствор $G'_{ж}$ | 5011 |
| Орошение G_0 | - | Орошение G_0 | - |
| Σ | $10329 + G_0$ | Σ | $10329 + G_0$ |

Энтальпия парогазовой смеси $G_{п.г.с}$ рассчитывается по формуле:

$$H_{t_2} = c_n t_2$$

Где c_n — теплоемкость парогазовой смеси, кДж / (кг · °С).

Расчет теплоемкости парогазовой смеси при известном ее составе производится в последовательности, изложенной на с. 64. Предварительно определяется теплоемкость пара раствора диэтиленгликоля по формуле:

$$C_{дэг} = H_{дэг} / t_2$$

| | | | | | | |
|-----------|------|------------|-------|------|---------------|------|
| Изм. | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НКСТ | Лист |
| Выполнил: | | Тен В.Л. | | | | |
| Руковод: | | Нуруллаева | | | | |

где $H_{дэг}$ — энтальпия пара диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, кДж/кг.

Энтальпия парадиэтиленгликоля рассчитывается по формуле:

$$H_{дэг} = h_{дэг} + r$$

где $h_{дэг}$ — энтальпия жидкого диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, кДж/кг;
 r — теплота испарения диэтиленгликоля при той же температуре, кДж/кг.

Энтальпия жидкого диэтиленгликоля равна:

$$h_{дэг} = c t_2 = 2,5 \cdot 105 = 262,5 \text{ кДж/кг}$$

где $c = 2,5 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ — теплоемкость диэтиленгликоля при $t_2 = 105^\circ\text{C}$

Теплота испарения диэтиленгликоля при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, равная $r = 860$ кДж/кг, определяется из графика. Тогда

$$H_{дэг} = 262,5 + 860 = 1122,5 \text{ кДж/кг}$$

$$C_{дэг} = 1122,5 / 105 = 10,7 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$$

Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$ рассчитана в таблице 7. Тогда

$$H_{t_2} = 2,63 \cdot 105 = 276 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия раствора диэтиленгликоля равна

$$h_{t_2} = c_{ж} t_2 = 2,68 \cdot 105 = 281,4 \text{ кДж/кг}$$

где $c_{ж} = 2,68 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ — теплоемкость раствора, содержащего $x = 0,9864$ масс. долей диэтиленгликоля, при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$.

Таблица 7 Теплоемкость парогазовой смеси при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$

| Компонент | Содержание масс.доли y_i' | Теплоемкость $c_{рi}'$ кДж/(кг*°C) | y_i кДж/(кг*°C) | $c_{рi}'$ |
|--------------------------------|-----------------------------|------------------------------------|-------------------|-----------|
| ДЭГ | 0,0470 | 10,70 | 0,50 | |
| H ₂ O | 0,0383 | 1,86 | 0,07 | |
| CH ₄ | 0,3947 | 2,47 | 0,97 | |
| C ₂ H ₆ | 0,2403 | 2,11 | 0,51 | |
| C ₃ H ₈ | 0,1647 | 2,05 | 0,34 | |
| C ₄ H ₁₀ | 0,1150 | 2,05 | 0,24 | |
| Σ | 1,0000 | - | $c_{п} = 2,63$ | |

Тогда

$$Q_{ГгЛ.н} = 5160 [276 - 0,0279 + 281,4 (1 - 0,0279)] = 1\,451\,000 \text{ кДж/ч} = 403,1 \text{ кВт}$$

Количество тепла, которое вносится в аппарат отдувочным газом, рассчитывается по уравнению:

$$G_{G'г} = G_{г'} c_{рt}$$

где c_p — теплоемкость отдувочного газа при температуре $t=154^\circ\text{C}$, $\text{кДЖ} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$

Расчет теплоемкости отдувочного газа при известном его составе производится в последовательности, изложенной в разделе «4. Тепловой баланс аппарата». Величина $c_p=2,62 \text{ кДЖ} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$. Тогда

$$Q_{G_r} = 153 \cdot 2,62 \cdot 154 = 61\,700 \text{ кДЖ/ч} = 17,1 \text{ кВт}$$

Количество тепла, которое вносится в аппарат раствором ДЭГ при температуре $t_1=154^\circ\text{C}$, рассчитывается по уравнению:

$$Q_{G_{ж}} = G_{ж} [H_{t_1} e_1 + h_{t_1} (1 - e_2)]$$

где H_{t_1} — энтальпия парогазовой смеси, образовавшейся при однократном испарении потока $G_{ж}$ при температуре $t_1=154^\circ\text{C}$, кДЖ/кг ; h_{t_1} — энтальпия жидкого потока $G'_{ж}$, образовавшегося при однократном испарении потока $G_{ж}$ кДЖ/кг .

Таблица 8 Тепловой баланс десорбера

| Наименование теплового потока | Температура, $^\circ\text{C}$ | Количество тепла, кВт |
|------------------------------------|-------------------------------|-----------------------|
| Приход | | |
| Насыщенный раствор $Q_{G_{г.л.п}}$ | 105 | 403,1 |
| Отдувочный газ Q_{G_r} | 154 | 17,1 |
| Жидкость из испарителя $Q_{G_{ж}}$ | 154 | 600,9 |
| Орошение Q_{G_o} | 97 | Q_{G_o} |
| Σ | - | $1021,1 + Q_{G_o}$ |
| Расход | | |
| Жидкость в испаритель $Q'_{G_{ж}}$ | 105 | 392,1 |
| Парогазовая смесь $Q_{G_{п.г.с.}}$ | 100 | 21,5 |
| Регенерированный ДЭГ $Q_{G'_{ж}}$ | 154 | 600,2 |
| Испаренное орошение Q'_{G_o} | 100 | Q'_{G_o} |
| Σ | - | $1013,8 + Q'_{G_o}$ |

Энтальпия парогазовой смеси, образовавшейся при однократном испарении раствора диэтиленгликоля при $t_1=154^\circ\text{C}$

$$H_{t_1} = c_n \cdot t_1 = 3,53 \cdot 154 = 544 \text{ кДЖ/кг}$$

Где $c_n = 3,53 \text{ кДЖ} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ — теплоемкость парогазовой смеси, образовавшейся при втором однократном испарении раствора диэтиленгликоля.

Расчет теплоемкости $c_n = 3,53 \text{ кДЖ} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ подобен расчету теплоемкости $c_n = 2,63 \text{ кДЖ} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ и потому опущен.

Энтальпия раствора диэтиленгликоля при температуре $t_1=154^\circ\text{C}$ сравна

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

$$h_{t1} = c_{ж} \cdot t_1 = 2,8 \cdot 154 = 431,2 \text{ кДж/кг}$$

где $c_{п} = 2,8 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$ — теплоемкость раствора, содержащего $x=0,9875$ масс. долей диэтиленгликоля, при температуре $t_1=154^\circ\text{C}$ (см. рис.). Тогда

$$Q_{Gж} = 5016 [544 - 0,00046 - 431,2 (1 - 0,00096)] = 2163000 \text{ кДж/г} = 600,9 \text{ кВт}$$

Количество тепла, которое выносится из десорбера жидким остатком первого однократного испарения сырья при температуре $t_2 = 105^\circ\text{C}$, равно

$$Q'_{Gж} = Q_{ж} h_{t2} = 5016 \cdot 281,4 = 1\,412\,000 \text{ кДж/ч} = 392,1 \text{ кВт}$$

Количество тепла, которое выносит из десорбера парогазовая смесь при температуре $t_{п} = 100^\circ\text{C}$ равно:

$$Q_{Gп.г.с} = G_{п.г.с} \cdot c_{п.г.с} \cdot t_{п} = 302 \cdot 2,56 \cdot 100 = 77\,300 \text{ кДж/ч} = 21,5 \text{ кВт}$$

Количество тепла, которое выносит из аппарата регенерированный раствор диэтиленгликоля при температуре $t_1=154^\circ\text{C}$, составляет:

$$G_{G'ж} = G'_{ж} h_{t1} = 5011 \cdot 431,2 = 2\,161\,000 \text{ кДж/ч} = 600,2 \text{ кВт}$$

Тепловой баланс аппарата представлен в таблице 8

Из теплового баланса десорбера имеем:

$$1021,1 + Q_{G0} = 1013,8 + Q'_{G0}$$

или

$$Q'_{G0} - Q_{G0} = 7,3 \text{ кВт}$$

Решая последнее уравнение относительно количества оросительной воды, получим:

$$G_0 = 3600 \cdot 7,3 / (H_{100} - h_{97}) = 3600 \cdot 7,3 / (2677 - 406) = 12 \text{ кг/ч}$$

при этом H_{100} — энтальпия водяного пара при температуре $t_{п} = 100^\circ\text{C}$, кДж/кг; h_{97} — энтальпия воды при температуре $t_0 = 97^\circ\text{C}$, кДж/кг.

4. Диаметр десорбера. Диаметр аппарата в его наиболее нагруженном нижнем сечении (под нижней тарелкой) рассчитывается по формуле

$$\frac{1800G'_{ж}}{\rho_{ж}} + \sqrt{(K_0C + 35) \frac{G_{п.г}}{V \rho_{п} (\rho_{ж} - \rho_{п})}}$$

$$K_0C + 35$$

где $G'_{ж}$ — расход регенерированного раствора диэтиленгликоля с нижней тарелки десорбера, кг/с; $\rho_{ж} = 1018 \text{ кг/м}^3$ — плотность раствора гликоля при температуре $t_1=154^\circ\text{C}$ (см. рис. 9); $K_0 = 0,25$ — коэффициент для тарелок с капсульными колпачками; $C = 550$ — коэффициент для десорберов при расстоянии между тарелками $h_T = 0,6 \text{ м}$; $G_{п.г.с}$ — расход парогазовой смеси, поступающей под нижнюю тарелку десорбера, кг/ч; $\rho_{п}$ — плотность парогазовой смеси, кг/м^3 .

Расход регенерированного диэтиленгликоля равен:

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

$$G'_{\text{ж}} = 5011 / 3600 = 1,39 \text{ кг/с}$$

Количество парогазовой смеси под нижней тарелкой, а также состав и средняя молярная масса рассчитаны в таблице 9

Плотность этой парогазовой смеси составляет:

$$\rho_{\text{п}} = M_{\text{п.г.с}} \cdot \pi \cdot 273 / 22,4 (t_1 + 273) 0,1 = 17 \cdot 0,12 \cdot 273 / 22,4 (154 + 273) 0,1 = 0,58 \text{ кг/м}^3$$

Диаметр десорбера равен: $D_{\text{д}}' = 0,21 \text{ м}$

Рис. 15 Схема для расчета рабочей высоты десорбера.

С учетом наименьшего диаметра тарелок с капсульными колпачками типа ТСК-1 (по ОСТ 26-01-282—71) принимается диаметр десорбера $D_{\text{д}} = 0,4 \text{ м}$.

Приемлемость принятого значения диаметра аппарата должна быть проверена гидравлическим расчетом тарелок. Последовательность такого расчета изложена на с. 20—26 более подробно она рассматривается в работе

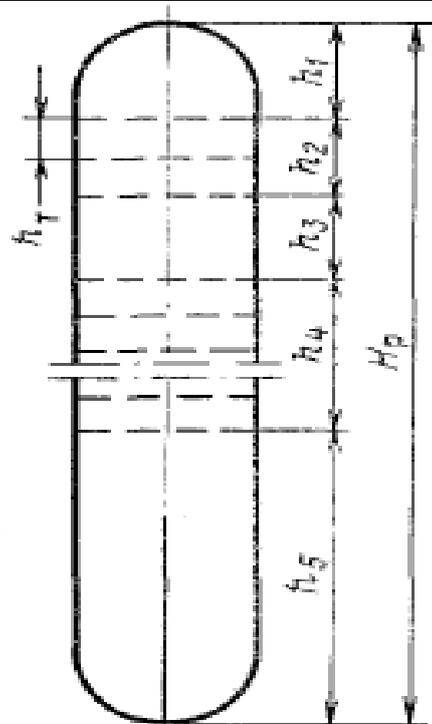


Таблица 9 Расчет состава парогазовой смеси под нижней тарелкой десорбера

| Компонент | Молярная масса M_i | Поток $G_{\text{п.г.с.}} = G'_{\text{п.г.с.}} + G'_{\text{г}}$ | | | |
|--------------------------------|----------------------|--|-----------------------------------|--|------------|
| | | Количество | | Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мольн. доли | $M_i y'_i$ |
| | | g_i , кг/ч | $n_i = \frac{g_i}{M_i}$, кмоль/ч | | |
| ДЭГ | 106,12 | 1,1 | 0,0104 | 0,0011 | 0,12 |
| H ₂ O | 18 | 0,6 | 0,0333 | 0,0036 | 0,06 |
| CH ₄ | 16 | 143,0 | 8,9375 | 0,9622 | 15,39 |
| C ₂ H ₆ | 30 | 2,9 | 0,0967 | 0,0104 | 0,31 |
| C ₃ H ₈ | 44 | 5,8 | 0,1318 | 0,0142 | 0,62 |
| C ₄ H ₁₀ | 58 | 4,6 | 0,0793 | 0,0085 | 0,50 |
| Σ | - | 158,0 | 9,2890 \approx 9,3 | 1,0000 | 17,0* |

* В данном случае $M_{\text{п.г.с.}}$

4. Высота десорбера. Рабочая высота аппарата (рис.15) равна, м:

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

где h_1 — высота верхней камеры колонны; h_2 — высота верхней секции колонны (занятой тарелками); h_3 — высота секции питания; h_4 — высота нижней

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

секции колонны (занятой тарелками); h_5 — высота нижней камеры колонны.

На основании практических данных принимается следующее: $h_1=1,0$ м; $h_3= 1,2$ м; $h_5= 2,5$ м.

Высота верхней секции равна:

$$h_2= (N_B-1)h_T$$

где N_B — число рабочих тарелок в верхней секции аппарата.

Обычно число рабочих тарелок в верхней секции аппарата составляет:

$N_B= 2-4$. Примем $N_B= 3$. Тогда

$$h_2= (3-1)0,6 = 1,2\text{ м}$$

Высота нижней секции равна:

$$h_4= (N_n-1)h_T$$

где N_n — число рабочих тарелок в нижней секции аппарата.

Выше, при определении фактора десорбции воды, было принято число теоретических тарелок $N_T=3$. Известно, что число рабочих тарелок равно

$$N_n= N_T / \eta$$

где η — к. п. д. тарелок с круглыми колпачками, равный $0,1—0,3$.

Принимается среднее значение $\eta=0,15$. Тогда

Число рабочих тарелок в десорберах промышленных осушительных установок изменяется в пределах $10—20$. Некоторый избыток числа тарелок необходим для уменьшения потерь диэтиленгликоля с отгоняющимся водяным паром.

Высота нижней секции равна:

$$h_4= (20— 1) 0,6 — 11,4 \text{ м}$$

Тогда рабочая высота колонны составит:

$$H_p = 1,0 + 1,2 + 1,2 + 11,4 + 2,5 = 17,3\text{ м}$$

Диаметры основных штуцеров аппарата рассчитываются по обычным формулам гидравлики с последующим принятием значений, соответствующих существующим нормам.

| | | | | | | |
|-----------|------------|------------|-------|------|----------------|------|
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | 5321400- НГКСТ | Лист |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | |

Вывод

В данной выпускной квалификационной работе приведены основные сведения о физико-химических свойствах гликоля, процесс осушки природных газов. Представлены различные способы осушки природных газов, широко раскрыто описание аппараты установок абсорбционной осушки.

В технологической части рассматривается анализ установки осушки газа диэтиленгликолем. Подробно описываются жидкие сорбенты, применяемые для осушки природных и нефтяных газов. Изучены различные схемы осушки газа, влияние кислых компонентов на показатели газовых смесей, борьба с коррозией, прекращение гидратообразования.

В расчетной части произведен расчет десорбера для регенерации раствора диэтиленгликоля.

В части безопасности жизнедеятельности и охрана окружающей среды приведено описание охраны окружающей среды на установке, пожарная опасность технологического процесса и требования по технике безопасности.

Учитывая вышеизложенное считаю, что тема моей выпускной квалификационной работы является актуальной на сегодняшний день, так как методы, схемы, способы получения рассмотренные в данной работе будут полезны для изучения, а также соответствуют техническим возможностям нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, а также экологическим требованиям.

| | | | | | | | | | | |
|-----------|--------------|------------|-------|------|--|--|--|------------------------|------|--------|
| | | | | | 5321400-ТНГХП | | | | | |
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | Список использованных литератур | | | | | |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | | | Литер | Лист | Листов |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | | | | 1 | 30 |
| Утвердил: | Бозоров Г.Р. | | | | | | | Бух. ИТИ 5-15 ТНГХП | | |
| | | | | | | | | | | |

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ЛИТЕРАТУР

1. Мирзиёев Ш. М. Ташкент: Узбекистан. 2017.
2. Рябов В.Д. Химия нефти и газа. Учебник– Москва. ИД «Форум», 2013. -334 с.
3. А.К. Мановян. Технология первичной переработки нефти и природного газа. Москва «Химия» 2001.
4. И.В. Семенова, Г.М. Флорианович, А.В. Хорошилов. Коррозия и защита от коррозии.-М.: ФИЗМАТЛИТ, 2002. -336с
5. В.Е. Агабеков, В.К.Косяков. Нефть и газ технологии и продукты переработки. Минск. «Беларуская наука». 2011.
6. Уильям Леффлер, Переработка нефти, М.,ЗАО «Олимп – Бизнес», 2004, 224 с.
7. Кравцов А.В., Ивашкина Е.Н., Юрьев Е.М. Теоретические основы каталитических процессов переработки нефти и газа: учебное пособие. – Томск: Изд-во ТПУ, 2009. – 146 с.
8. В.И.Бондарь. Коррозия и защита материалов. Учеб. пособие. Мариуполь: ПГТУ, 2009. – 126с.
9. А.И.Скобло, Ю.К.Молоканов, А.И.Владимиров, В.А.Щелкунов. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: ООО "Недра- Бизнесцентр", 2000. - 677 с: ил.
- 10.С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие. -СПб.: Недра, 2006. — 868 с.
- 11.В. Смидович «Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородов», М., Химия, 2000, 327 стр.
12. www.ziyonet.uz
13. www.neft-gaz.ru
14. www.oil-gas.at
15. www.oil.com
16. www.oil-book.ru
17. www.oil-gas.ru

| | | | | | | | | | | |
|-----------|--------------|------------|-------|------|--|--|--|------------------------|------|--------|
| | | | | | 5321400-ТНГХП | | | | | |
| Изм | Лист | № Документ | Подп. | Дата | Список использованных литератур | | | | | |
| Выполнил: | Тен В.Л. | | | | | | | Литер | Лист | Листов |
| Руковод: | Нуруллаева | | | | | | | | 1 | 30 |
| Утвердил: | Бозоров Г.Р. | | | | | | | Бух. ИТИ 5-15 ТНГХП | | |
| | | | | | | | | | | |