

**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 этановой ректификационной колонны для
отбензинивания попутного нефтяного газа»**

ВЫПОЛНИЛА:

студентка группы 5-15 НГКСТ

Ганиева Ф.Ф.

РУКОВОДИТЕЛЬ:

Нуруллаева З.В.

День защиты _____

Протокол КГА _____

Оценка КГА _____

Секретарь КГА _____

БУХАРА-2019

**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 Бозоров Г.Р.
2019 год 14.01.

ЗАДАНИЕ К ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЕ

Студентка: Ганиева Фарид

1. Тема выпускной квалификационной работы: *«Выбор и расчёт этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа»*
Одобрено на заседании кафедры протокола № 7 от 22. 11.
2018 года 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 процессов отделения от нефти попутного газа и его подготовки к использованию. Технические данные расчёта этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа.*

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

ВВЕДЕНИЕ

1. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

4. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ

5. ГРАФИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

ВЫВОД

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ЛИТЕРАТУР

5. Список графической работы

5.1. *Схема процесса низкотемпературной конденсации попутного газа.*

5.2. *Схема конденсационно-отпарной колонны установки низкотемпературной ректификации.*

5.3. *Технологическая схема абсорбционных газобензиновых установок.*

5.4. *Технологическая схема установки осушки и отбензинивания природного и попутного нефтяного газа.*

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. _____

Приняла задание на выполнение

Ганиева Фарида _____

Дата выдачи задания

14. 01. 2019 год

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕ-СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН
БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ**

Кафедра: «Технология нефтегазохимической промышленности»

Выпускная квалификационная дипломная работа

Студентки группы 5-15 НГКСТ Ганиевой Ф.Ф.

Тема: *Выбор и расчёт этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа*

Введение

1. Техническая часть

1.1. Сырьевая база и основные направления развития газоперерабатывающей промышленности Узбекистана.

1.2. Общие сведения и свойства попутного нефтяного газа.

1.3. Физические основы процессов отделения от нефти попутного газа и его подготовки к использованию.

1.4. Методы отбензинивания попутного газа.

2. Технологическая часть

2.1. Анализ низкотемпературной конденсации и низкотемпературной ректификации углеводородных газов.

2.2. Технология абсорбционного способа отбензинивания углеводородных газов.

2.3. Технология модульной установки отбензинивания природного и попутного нефтяного газа.

3. Расчётная часть

3.1. Расчёт этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа.

4. Безопасность жизнедеятельности

4.1. Организация службы техники безопасности.

4.2. Обеспечение пожарной безопасности установок.

4.3. Организация гражданской защиты на нефтеперерабатывающих предприятиях.

4.4. Отходы предприятий нефтегазовой промышленности и проблемы их эффективного использования.

5. Графическая часть

5.1. Схема процесса низкотемпературной конденсации попутного газа.

5.2. Схема конденсационно-отпарной колонны установки низкотемпературной ректификации.

5.3. Технологическая схема абсорбционных газобензиновых установок.

5.4. Технологическая схема установки осушки и отбензинивания природного и попутного нефтяного газа.

декан факультета “ТНГХП”:

доц.Атауллаев Ш. Н.

зав. кафедрой “ТНГХП”:

доц.Бозоров Г. Р.

Руководитель:

асс.Нуруллаева З. В.

Выпускница:

Ганиева Ф.Ф.

СОДЕРЖАНИЕ

	стр.
Введение	1
1. Техническая часть	
1.1. Сырьевая база и основные направления развития газоперерабатывающей промышленности Узбекистана.....	4
1.2. Общие сведения и свойства попутного нефтяного газа	16
1.3. Физические основы процессов отделения от нефти попутного газа и его подготовки к использованию.....	28
1.4. Методы отбензинивания попутного газа.....	34
2. Технологическая часть	
2.1. Анализ низкотемпературной конденсации и низкотемпературной ректификации углеводородных газов.....	43
2.2. Технология абсорбционного способа отбензинивания углеводородных газов.....	51
2.3. Технология модульной установки отбензинивания природного и попутного нефтяного газа.....	54
3. Расчетная часть	
3.1. Расчёт этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа.....	58
4. Безопасность жизнедеятельности	
4.1. Организация службы техники безопасности.....	79
4.2. Обеспечение пожарной безопасности установок.....	84
4.3. Организация гражданской защиты на нефтеперерабатывающих предприятиях	87
4.4. Отходы предприятий нефтегазовой промышленности и проблемы их эффективного использования.....	88
Выводы	91
Список использованной литературы	92

Введение

Введение

Одним из ярких свидетельств эффективности экономической политики, определенной руководством независимого Узбекистана, является не только стабильный рост ВВП, обеспечиваемый даже в непростых условиях, связанных с глобальным экономическим кризисом, но и те преобразования, которые произошли за четверть века во всех отраслях, в том числе и в нефтегазовом секторе. Практически с первых дней после обретения суверенитета и стартом экономических реформ начался новый этап в развитии этой важной отрасли отечественной экономики. И среди стратегических задач, поставленных перед нефтегазовым комплексом, наряду с наращиванием запасов и добычи углеводородов путем открытия и освоения новых месторождений было намечено углубление переработки нефти и газа с целью получения импортозамещающей и экспортоориентированной продукции с высокой добавленной стоимостью.

В настоящее время газовая промышленность занимает одну из ведущих отраслей Узбекистана. 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.

Кроме того, в текущем году за счет инвестиций в 50 млн. долларов на предприятии «Газлинефтгазказибчиқариш» будет модернизировано и введено в строй оборудование по производству 80 тысяч тонн пропан-бутановой смеси ежегодно. В 2019 году также начнется реализация проекта по расширению и реконструкции крупнейшего в Узбекистане подземного хранилища газа (ПХГ) «Газли» на сумму 800 млн долларов. Планируется довести вместимость хранилища до 10 млрд кубометров (сейчас предположительно 3 млрд). В конце октября 2018 года узбекская «Нефтегазинвест» и российская компания «Форус» создали совместное предприятие в рамках расширения мощности ПХГ «Газли» с разработкой месторождения. В 2020 году на Бухарском нефтеперерабатывающем заводе начнется проект по модернизации объекта на сумму 553 млн долларов.

Проект модернизации Бухарского НПЗ войдет в двухгодичную программу на 2019–2020 годы, в рамках которого всего будут реализованы девять крупных проектов государственного значения. Сумма освоенных инвестиций должна составить 1,3 млрд долларов.

Также Узбекистан поддержал программу, которая предусматривает реализацию инициативы «Покончить с практикой факельного сжигания газа к 2030 году», предложенную ООН и Всемирным банком. Главы крупнейших нефтяных компаний и высокопоставленные государственные должностные лица из ряда нефтедобывающих стран провели встречу, в ходе которой впервые приняли на себя обязательство не позднее 2030 года покончить с практикой факельного сжигания газа на нефтепромыслах.

Страны и компании, представители которых выступили в поддержку инициативы, сжигают, в общей сложности, более 40% попутного газа в мире. На тысячах нефтепромыслов по всему миру каждый год бесполезно сгорает в «факелах» около 140 миллиардов кубометров природного газа, добываемого вместе с нефтью. В результате в атмосферу выбрасывается более 300 миллионов тонн CO₂, что эквивалентно выбросам примерно от 77 миллионов автомобилей. Если бы весь этот попутный газ использовался для выработки электроэнергии, то таким образом можно было бы произвести больше электричества. Однако сегодня газ сжигается в факелах по ряду причин технического, нормативного и экономического характера или потому, что его использование не рассматривается как задача особой важности.

По оценкам ВБ, Узбекистан входит в число мировых лидеров по сжиганию попутного газа в расчете на душу населения. Согласно данным компании «Узбекнефтегаз», при объемах добычи газа на уровне 60 миллиардов кубометров ежегодно в факелах сжигается более 1,5 миллиарда кубометров. Большие объемы сжигания газа на факельных установках являются серьезной проблемой для Узбекистана. В 2011 году убытки Узбекистана от сжигания газа составили, по подсчетам банка, 500 млн долларов США или 3% ВВП.

Растущий спрос на продукцию газохимической отрасли стимулирует Узбекистан сокращать долю сжигаемого попутного нефтяного газа (ПНГ) в нефтяных месторождениях и наращивать объемы его переработки.

За последние годы объем сжигаемого ПНГ удалось сократить на 3,5 миллиарда кубометров за счет строительства дожимных компрессорных станций и систем сбора ПНГ.

Последнее десятилетие показало, что потребность в продуктах полимеризации подстегивает нефтехимические предприятия полнее использовать продукты переработки ПНГ.

По мнению аналитиков, появление совместных с химиками проектов в области переработки попутного газа не будет пустой тратой сил и денег. Объем продаж полимерной продукции, полученной при переработке попутных газов, в 4,1 раза превышает выручку от реализации исходного сырья. Еще выше — в 5,3 раза — эффективность от продажи изделий из пластиков, полученных из этих полимеров. Бесперебойное снабжение столь выгодным сырьем позволит газохимическим предприятиям наращивать реализацию продукции высоких переделов. А значит, они будут успешнее конкурировать как на внутреннем, так и на внешнем рынках, где спрос на продукцию только растет.

1. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1. Сырьевая база и основные направления развития газоперерабатывающей промышленности Узбекистана

Газоперерабатывающая отрасль Узбекистана развивается в направлении углубленной переработки нефти и газа с извлечением таких ценных компонентов, как этан, пропан, бутан и газовый конденсат, которые являются источниками производства малотоксичных моторных топлив, развития нефтехимической промышленности, расширения производства хладагентов и т.п.

Извлеченный газовый конденсат используется в качестве сырья при получении бензина, авиакеросина, дизельного и печного топлива; пропан-бутановая смесь применяется в качестве топлива для автомобилей и как хладагент; этан используется для получения полиэтилена. Дальнейшее расширение переработки этих компонентов является основой для развития нефтехимии в республике.

В 1951-ом наряду с усилением геологических и геофизических исследований в республике начинается структурное бурение с целью выявления площадей с благоприятным геологическим строением для скопления залежей нефти и газа. В 1953 году на площади Сеталантепе в одной из структурных скважин получен открытый фонтан газа, который и послужил основанием для продолжения глубокого разведочного бурения на этой территории, а также и в других районах Бухарской области. С вводом в 1962 г. в разработку уникального месторождения Газли были проложены трансконтинентальные газопроводы Бухара-Урал и Средняя Азия — Центр. В последующие годы разведочные работы проводились высокими темпами, несмотря на тяжелые климатические условия и бездорожье. Так, на площадях Джаркак, Сарыташ, Газли и на Караул-Базаре были открыты залежи газа, а чуть позже — нефти.

На базе этих месторождений и создается газовая промышленность Узбекистана. Запасы газа республики достигают 730 миллиардов кубометров. Особое значение имеет открытие уникального Газлийского месторождения с запасами газа свыше 500 миллиардов кубометров.

На ресурсах Каганской группы (Джаркак, Сарыташ, Караул-Базар) построен газопровод диаметром 500 миллиметров Джаркак — Ташкент и осуществлено газоснабжение Бухарской, Самаркандской и Ташкентской областей, а для использования огромных запасов газа Газлийского месторождения проложен магистральный газопровод Газли — Урал протяженностью 2 000 километров и диаметром 1 020 миллиметров. Продолжалось освоение новых площадей и открытие газонефтяных месторождений.

Природный газ большинства открытых месторождений является высокосернистым. Постепенное истощение запасов бессернистого газа месторождения Газли и потребность в связи с этим в срочной организации добычи малосернистого и высокосернистого газов обуславливали

необходимость строительства завода по переработке природного газа с целью его очистки от газовой серы.

Для отрасли новая жизнь была начата с первых же дней суверенитета Республики Узбекистан. С этого времени начинается новый этап в развитии нефтяной и газовой промышленности. Руководство страны придавало особое значение всестороннему развитию данной отрасли. В республике имеются три основных газоперерабатывающих комплекса: Мубарекский газоперерабатывающий завод, газоочистительные установки предприятия «Шуртаннефтегаз» и Шуртанский газохимический комплекс.

В 1972 году введена первая очередь Мубарекского газоперерабатывающего завода, положившего начало газопереработке в Узбекистане. На МГПЗ газы поступают с месторождений после предварительной осушки до температуры ниже -5°C на установке НТС путем дросселирования потока от давления 90-100 бар до 55-60 бар. Очистка газов от кислых компонентов на заводе осуществляется абсорбционным методом - водным раствором аминов. На аминовые установки поступает малосернистый газ с составом (% об.): $\text{CH}_4 = 90,0$; $\text{C}_2\text{H}_6 = 3,66$; $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,85$; $i\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0,16$; $n\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0,24$; $\text{C}_{5+\text{B}} = 0,23$; $\text{H}_2\text{S} = 0,07$; $\text{N}_2 = 0,49$; $\text{CO}_2 = 4,3$, а также высокосернистый газ: $\text{CH}_4 = 88,69$; $\text{C}_2\text{H}_6 = 1,43$; $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,22$; $i\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0,66$; $n\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0,86$; $\text{C}_{5+\text{B}} = 0,06$; $\text{H}_2\text{S} = 4,51$; $\text{N}_2 = 0,22$; $\text{CO}_2 = 3,35$. После аминовых установок очищенный газ осушается аммиачными холодильными системами. Эти системы устарели и в настоящее время для осушки газа после аминовых установок до требований новых стандартов вводится пропановая холодильная установка. Товарный газ после осушки с давлением 46-48 бар, температурой 40°C поступает в газотранспортную систему для транспортировки потребителям.

Кроме того, интенсивно осваиваемые в республике нефтяные и газовые месторождения (Газли, Шуртан, Кокдумалак, Зеварды, Кандым, Денгизкуль, Хаузак, Гарби, Алан, Урга, и другие) позволили увеличить объемы добычи нефти, природного газа, значительно расширить производство мазута, дизельного топлива, технических нефтяных масел, которые были ориентированы на экспорт в страны ближнего и дальнего зарубежья.

Развитие газовой промышленности сопровождалось одновременным увеличением объема извлечения из газа полезного компонента — газового конденсата, являющегося ценнейшим сырьем для нефтеперерабатывающих заводов.

В 1992 году был создан государственный концерн нефтяной и газовой промышленности «Узбекнефтегаз», в этом же году преобразованный в национальную корпорацию. В декабре 1998-го на ее базе создана Национальная холдинговая компания «Узбекнефтегаз» с трехуровневой вертикально-интегрированной системой управления. На территории республики проводятся масштабные поисково-разведочные работы на нефть и газ. В начале 2000-х АО «Узбекнефтегаз» занимается привлечением

иностранных инвестиций и созданием новых производственных мощностей по разведке недр, добыче нефти и газа, их переработке, транспортировке, а также хранению природного газа, производству сжиженного газа.

Структурные преобразования и масштабные инвестиционные проекты позволили НКК «Узбекнефтегаз» повысить производство высоколиквидной продукции, необходимой для удовлетворения потребностей населения, промышленности, транспорта и жилищно-коммунального хозяйства. Компания насчитывает более 128 тыс. специалистов, является трехуровневой структурой, в состав которой входят более 200 предприятий.

Предприятия, входящие в эту компанию, осуществляют масштабные геологоразведочные работы, разведочное и эксплуатационное бурение нефтяных и газовых скважин, разработку месторождений, добычу нефти, газа и газового конденсата и их переработку. Природный газ Узбекистана поставляется местным потребителям, экспортируется за пределы страны, обеспечивается его транзит из сопредельных государств.

Развитию нефтегазовой отрасли способствовало сочетание богатой сырьевой базы, технологического потенциала и заинтересованности зарубежных компаний в сотрудничестве. Среди всех иностранных инвестиционных ресурсов, поступающих в Узбекистан, большая часть направляется на развитие нефтегазовой отрасли.

В 1997 году на предприятии «Шуртаннефтегаз» введена в опытно-промышленную эксплуатацию первая установка получения пропан-бутановой смеси (УПБС) с турбодетандерным агрегатом. Разработчик технологии – ОАО «ЛенНИИХиммаш» (Санкт-Петербург). Проектная мощность установки составляет 3 млрд. м³ в год газа. Исходным сырьем является очищенный от сернистых соединений и глубоко осушенный газ после цеолитовых блоков. На установке газ с давлением 48-50 бар и температурой 40 °С предварительно охлаждается обратным холодным газом после турбодетандерного агрегата и далее поступает на турбодетандер, где расширяется до давления 30-32 бар и охлаждается до температуры -60÷-70 °С. Далее газ компримируется на ДКС до давления 46-48 бар и направляется к потребителям.

Расчетная производительность установки по сжиженному газу 60 тыс.т в год, по газовому конденсату 20 тыс.т в год. Однако из-за снижения пластового давления Шуртанского газоконденсатного месторождения содержание пропана, бутана и более тяжелых углеводородов в сыром газе понизилось и выход сжиженного углеводородного газа составляет порядка 40 тыс.т в год, газового конденсата 15 тыс.т в год.

Увеличение глубины извлечения ценных компонентов связано с развитием газохимии как потребителя фракций легких углеводородов. Это в республике воплотилось с вводом в 2001 году в эксплуатацию Шуртанского газохимического комплекса. Шуртанский газохимический комплекс введен в эксплуатацию совместно с консорциумом в составе ABB Lummus Global, Mitsui, Toyo Engineering, Nisho Iwai, ABB Soimi. Мощность переработки - 4, 5 млрд м³/ год газа. Выпускается 125 тыс т/год полиэтиленовых гранул, по

130 тыс т/год сжиженного природного газа (СПГ) и газового конденсата, а также 4, 2 млрд м³/год товарного газа и 4 тыс т/год серы.

Дожимная компрессорная станция (ДКС) Шуртан. Введена в эксплуатацию в 2003 г на месторождении Шуртан совместно с израильской Bateman. Газ месторождения Шуртан предварительно осушается на установке НТС до температуры по точке росы ниже -5°C путем дросселирования от давления 100 бар до давления 50-52 бар и подается на вход в цеолитовую установку. Сырой газ Шуртанского месторождения имеет следующий состав (% об.): $\text{CH}_4 = 89,8$; $\text{C}_2\text{H}_6 = 3,8$; $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,93$; $i\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0,2$; $n\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0,24$; $\text{C}_{5+\text{B}} = 0,5$; $\text{H}_2\text{S} = 0,08$; $\text{N}_2 = 1,1$; $\text{CO}_2 = 3,35$. На цеолитовой установке газ очищается от сероводорода (H_2S) и глубоко осушается до температуры по точке росы ниже -60°C . На этом предприятии имеются 5 цеолитовых установок с общей проектной мощностью 20 млрд.м³/год по сырьевому газу. Глубокая осушка Шуртанского газа по точке росы ниже -70°C позволяет применить холодильный процесс для выделения пропан-бутановой фракции.

На Шуртанском газохимическом комплексе впервые применена криогенная технология переработки природного газа, обеспечивающая разделение этана, пропана, бутана и газового конденсата. На базе выделяемого этана отлажено производство полиэтилена. Получение этилена производится по технологии ABB LUMMUS GLOBAL (США), получение линейного полиэтилена низкой плотности – по технологии NOVLCOR (Канада). Полимеризация осуществляется по технологии Sclairtech (этилен+бутен-1 в циклогексановом растворе) в присутствии катализаторов, содержащих тетрахлоридтитан.

В качестве хладагентов, обеспечивающих постепенное понижение температуры обработки газа (от -4 до -102°C), применяются пропан, возвратный метан, этилен.

Таким образом, из поступающих на переработку 45-48 млрд.м³ газа в год, всего 7,5 млрд.м³ подвергается глубокой переработке с выделением пропан-бутановой фракции. При этом на сегодняшний день объем производства СУГ с учетом установок стабилизации конденсата МГПЗ, «Шуртаннефтегаз», месторождения «Кокдумалак» и газофракционирующих установок Бухарского и Ферганского НПЗ составляет 150-180 тыс. тонн в год.

С целью увеличения производства сжиженного углеводородного газа в программе развития нефтегазовой отрасли республики на 2003-2010 гг. было предусмотрено строительство на базе «Шуртаннефтегаз» комплекса по производству СУГ, используя имеющиеся возможности и накопленный практический опыт. В качестве базовой была принята выше рассмотренная УПБС-3 производительностью 3 млрд.ст.м³/год. На трех новых установках (три блока) максимально используются проекты оборудования УПБС-3. Технологический процесс усовершенствован с учетом внедренных изменений и модернизации на этой установке. На три линии будет

подаваться после цеолитовых блоков сероочистки газ в объеме 9 млрд м³ в год. Реализация данного проекта позволит получить по предварительным данным дополнительно в год 135 тыс.т пропан-бутановой смеси и 51 тыс.т газового конденсата.

Кроме того, исходя из опыта эксплуатации УПБС-3, применение турбодетандерного агрегата проектируется на Мубарекском ГПЗ при реализации проекта переработки природного и факельных (попутные, выветривания, стабилизации и дезтанизации) газов месторождения Кокдумалак (4 млрд.м³/год) с производством сжиженного углеводородного газа и газового конденсата. Газы месторождения Кокдумалак характеризуются высоким содержанием пропан-бутановых фракций и имеют следующий состав (% об.): в факельных газах после компримирования (P=5,7 МПа) CH₄ = 78,90, C₂H₆ = 9,45, C₃H₈ = 3,50, i-C₄H₁₀ = 0,43, n-C₄H₁₀ = 1,26, C_{5+В} = 1,57, H₂S = 0,09, N₂ = 0,99, CO₂ = 3,81; в свободном газе с УКПГ (Ротб.=5,7 МПа, Тотб.=38-41 °С) CH₄ = 89,81; C₂H₆ = 3,41; C₃H₈ = 1,80; i-C₄H₁₀ = 0,20; n-C₄H₁₀ = 0,44; C_{5+В} = 0,31; H₂S = 0,08; N₂ = 0,97; CO₂ = 2,98. Потенциал C₃ + C₄ в свободном газе месторождения Кокдумалак составляет около 2,3-2,4 % об.; попутные нефтяные газы и газы выветривания, стабилизации и дезтанизации с установок подготовки газового конденсата, имеющие относительно низкие давления и сжигаемые в настоящее время на факелах, содержат C₃ + C₄ от 2,3 до 5 % об.

Исходя из этого, для увеличения производства сжиженного газа в республике принято решение собрать, подготовить и скомпримировать факельные газы месторождения Кокдумалак до давления 5,7 атм. многоступенчатым компрессором и вместе со свободным газом общим объемом 4 млрд.м³ в год по отдельному газопроводу направить на Мубарекский ГПЗ. Здесь очищенный и осушенный газ после блока цеолитовой очистки подается на установку получения сжиженного углеводородного газа. Природный газ месторождения Кокдумалак возмещается подачей газа с месторождения Алан, имеющего относительно низкое содержание C₃ + C₄ (до 1,2 % об.).

В дальнейшем на Мубарекском ГПЗ предлагается построить еще две подобные установки, которые будут перерабатывать малосернистые природные газы как месторождения Кокдумалак, так и месторождений Алан, Зеварды, Памук, Култук со следующим усредненным их составом (% об.): CH₄ = 90,0; C₂H₆ = 3,66; C₃H₈ = 0,85; i-C₄H₁₀ = 0,16; n-C₄H₁₀ = 0,24; C_{5+В} = 0,23; H₂S = 0,07; N₂ = 0,49; CO₂ = 4,3. Потенциал C₃+C₄ составляет 1,25 % об.

Предварительные расчеты показывают, что на указанных установках МПЗ можно получить в год 300-250 тыс.т ПБФ, 100-70 тыс.т газового конденсата.

Таким образом, в республике имеется реальная возможность увеличения объема производства СУГ до 600 тыс.т в год, которое позволит расширить сеть автомобилей, работающих на СУГ, увеличить объем

экспорта данного вида продукции и будет способствовать развитию газохимической отрасли.

Учитывая наличие запасов природного газа в республике, еще одним перспективным направлением его использования является получение синтетического жидкого топлива (СЖТ). Технологией производства СЖТ из природного газа занимаются многие ведущие фирмы, такие как Exxon Mobil, Sasol Chevron, Syntroleum Corp, Conoco, Cros Solutions, Lurgi Oil-Gas-Chemic. Gmbh и другие. По технологической схеме производства СЖТ природный газ (метановая фракция) окисляется в присутствии катализатора в синтез-газ, содержащий CO и H₂, далее либо в процессе Фишер-Тропша превращается в моторное топливо, либо с применением процесса Мобил - через промежуточное получение метанола превращается в бензин. При этом из 1 м³ синтез-газа получают 120-180 г синтетического бензина, и его стоимость по сравнению с бензином, производимым из нефти, на 1,8-3,7 раза дороже. Дальнейшее развитие технологии производства СЖТ направлено на повышение эффективности путем применения более дешевых катализаторов и уменьшение себестоимости выпускаемой продукции.

Узбекский научно-исследовательский и проектный институт нефти и газа Республики Узбекистан изучает опыт ведущих фирм в области производства СЖТ и проводит технико-экономические расчеты по возможности применения технологии производства СЖТ в ближайшей перспективе в Республике Узбекистан.

Проект производство синтетического жидкого топлива на базе очищенного метана Шуртанского ГХК на основе уникальной технологии GTL реализуется совместно с Sasol и Petronas. Среднегодовая проектная мощность производства составляет 863 тыс т дизельного топлива, 304 тыс т керосина, 393 тыс т нефти, 11 тыс т сжиженного газа.

Строительство газохимического комплекса (ГХК) на УДП Мубарекский ГПЗ. Проектная мощность производства - 492 тыс т полиэтилена, 66 тыс т газового конденсата и 53 тыс т пиробензина. Рамочное соглашение о совместной реализации проекта строительства ГХК подписано в августе 2014 г во время визита И.Каримова в Китай. На Мубарекском ГПЗ перерабатывается высокосернистый газ с узбекских месторождений. Мощность - 24 млрд м³/ год. 1^я очередь введена в эксплуатацию в 1973 г., основные процессы - сероочистка и низкотемпературная сепарация, производство серы, стабилизация конденсата.

На базе запасов вновь открытых месторождений Устюрта осуществилось строительство нового Устюртского газохимического комплекса. 21 мая 2016 г в Кунградском районе Каракалпакстана прошла официальная церемония завершения проекта и открытия Устюртского газохимического комплекса (ГХК). Участие в строительстве ГХК принял консорциум корейских компаний KOGAS, Lotte Chemical, GSE&R. Сырьевой базой Устюртского ГХК являются месторождения Сургиль, Западный и Восточный Бердах.

Общая производственная мощность ГХК составляет 387 тыс т/год полиэтилена, 83 тыс т/год полипропилена, 102 тыс т/год пиролизного дистиллята и 8 тыс т/год пиролизного масла.

В Устюртский ГХК входит 5 основных заводов:

- по разделению газа,
- производству этилена,
- производству полиэтилена,
- производству полипропилена,
- обеспечению энергоресурсами.

Завершение строительства и пуск в эксплуатацию объектов по переработке углеводородного сырья Устюртского ГХК и ряда других проектов нефтегазохимической промышленности позволит уже в ближайшем будущем осуществить кардинальную диверсификацию нефтегазовой отрасли на новом, гораздо более высоком технологическом уровне. В предстоящие пять лет объемы производства продукции газохимии прогнозируется увеличить более чем в девять раз.

Развитие технологии глубокой переработки газа в Узбекистане позволит увеличить объемы производства малотоксичных моторных топлив, компенсировать постепенное уменьшение производства бензина из нефти, подготовить почву для развития нефтехимии и в перспективе из газа получить малотоксичные синтетические топлива.

В соответствии со Стратегией действий по пяти приоритетным направлениям развития Республики Узбекистан в 2017–2021 годах в Джизакской области состоялась церемония закладки первого камня современного нефтеперерабатывающего завода. В перспективе завод станет одним из уникальных промышленных объектов не только в Узбекистане, но и во всем Центрально-Азиатском регионе. Согласно предварительным расчетам, комплекс будет ежегодно производить более 3,7 млн тонн моторного топлива, более 700 тыс. тонн авиационного керосина и 300 тыс. тонн сопутствующих нефтепродуктов.

Устойчивый рост, сопровождающийся интеграцией на мировых рынках, стал основой нового витка развития отечественного нефтегазового комплекса.

Кандымский ГПК — крупнейший инвестиционный проект "Лукойла" в Узбекистане. Его реализация позволит создать более двух тысяч рабочих мест, на пике строительства здесь было задействовано около 10 тысяч работников. При этом, для сравнения, всего в различных структурах российской компании в Узбекистане работает около трех тысяч человек.

Комплекс мощностью восемь миллиардов кубометров газа в год будет перерабатывать сероводородсодержащий газ для получения очищенного "голубого топлива", стабильного газового конденсата и товарной серы. Объект состоит из двух технологических линий, терминалов отгрузки товарной продукции, включая подачу газа на экспорт через магистральный газопровод. Газ сюда будет поступать с Кандымской группы газовых месторождений, состоящей из шести отдельных газоконденсатных участков

— Кандым, Кувачи-Алат, Аккум, Парсанкуль, Ходжи, Западный Ходжи, расположенных в Каракульском районе, недалеко от границы с Туркменистаном. Здесь уже пробурено 77 скважин и создана современная система сбора природного газа.

"Ввод комплекса позволит запустить подготовленный фонд скважин и достичь проектную полку добычи на Кандымском месторождении в кратчайшие сроки. ГПК — один из самых масштабных инвестиционных проектов компании в топливно-энергетической сфере, демонстрирующий развитие и укрепление экономических связей России с надежными партнерами на постсоветском пространстве в условиях турбулентности в мировой политике", — отметили в компании "Лукойл".

Строительство Кандымского газоперерабатывающего комплекса было осуществлено в рамках Соглашения о разделе продукции, заключенного с правительством Узбекистана сроком на 35 лет до 2039 года. В 2015 году срок действия документа был продлен еще на семь лет — до 2046 года.

Совокупные инвестиции во все проекты "Лукойл" в Узбекистане на сегодняшний день превысили 7 миллиардов долларов. За 15 лет работы в республике компания приняла участие в крупнейших проектах — разработке месторождений Хаузак, Шады, Юго-Западного Гиссара и Кандыма.

Нефтегазовая индустрия является флагманом промышленности и ведущей отраслью экономики, играет важную роль в социально-экономическом развитии страны.

1.2. Общие сведения и свойства попутного нефтяного газа

Попутный нефтяной газ (ПНГ) – это природный углеводородный газ, растворенный в нефти или находящийся в «шапках» нефтяных и газоконденсатных месторождений.

В отличие от известного всем природного газа попутный нефтяной газ содержит в своем составе кроме метана и этана большую долю пропанов, бутанов и паров более тяжелых углеводородов. Во многих попутных газах, в зависимости от месторождения, содержатся также неуглеводородные компоненты: сероводород и меркаптаны, углекислый газ, азот, гелий и аргон.

В таблице 1.1 предоставлен компонентный состав газов из чисто газовых, газоконденсатных и нефтяных месторождений Узбекистана.

Таблица 1.1 - Компонентный состав газов с месторождений Узбекистана

Месторождение	Компонентный состав газа								от н. плотн.
	1	2	3	C ₄	C ₅	O ₂	2S	2	
1. Природный газ с чисто газовых месторождений									
и Газл	3,49	,18	,97	,38	,16	,42		,40	,588
ир Учк	4,05	,42	,74	,30	,49	,50		,50	,604
чи Шур	4,21	,06	,12	,01	,20	,22		,18	,587
ар Акж	3,97	,71	,21	,10	,21	,50		,30	,589
ркак Джа	5,34	,86	,16	,16	,27	,17		,04	,580
тум Хар	4,2	1,85	,95		,95	,17	,02	,40	,759
Риштан Сев.	1,36	0,40	,40	,96	,81	,06		,00	,681
2. Попутный природный газ с нефтяных месторождений									
и Газл	3,45	,45	,60	,25	,50	,45		,30	,598
хитой Кор	5,40	,25	,09	,05	лед	,60		,60	,577
ркак Джа	2,15	,10	,96		,73	,60	,06	,40	,612
тепа Шур	7,75	,00	,30	,80	,60	,15		,40	,640
Хартум Вос.	5,06	2,55	3,47	,26	,87	,25		,46	,792

он	Буст	0,87	2,26	,27	,09	,57	,63	лед	,02	,850
ик	Вар	6,99	4,87	,38	,88	,99	,74	,45	,94	,886
3. Природный газ с газоконденсатных месторождений										
	Сев. мубарек	0,70	,20	,90	,40	,90	,40		,50	,628
	Шур тепе	0,70	,20	,90	,40	,90	,40		,50	,628
	Учк ир	4,40	.00	.90	.40	.35	.45		.50	.599
	Янг и казган	9,80	,10	,50	,40	,20	,70		,30	,637
	Тош ли	3,70	,45	,66	,75	,46	,45		,55	,652
	Хаж и хайрам	9,45	,62	,27	,13	,28	,48	,48	,06	,70

При вскрытии нефтяных пластов обычно сначала начинает фонтанировать газ нефтяных «шапок». Впоследствии основную часть добываемого попутного газа составляют газы, растворенные в нефти. Газ газовых «шапок», или свободный газ, является более «легким» по составу (с меньшим содержанием тяжелых углеводородных газов) в отличие от растворенного в нефти газа. Таким образом начальные стадии освоения месторождений обычно характеризуются большими ежегодными объемами добычи попутного нефтяного газа с большей долей метана в своем составе. При длительной эксплуатации месторождения дебет попутного нефтяного газа сокращается, и большая доля газа приходится на тяжелые составляющие.

Попутный нефтяной газ является важным сырьем для энергетики и химической промышленности. ПНГ имеет высокую теплотворную способность, которая колеблется в пределах от 9 000 до 15 000 Ккал/ м³, но его использование в энергогенерации затрудняется нестабильностью состава и наличием большого количества примесей, что требует дополнительных затрат на очистку («осушку») газа. В химической промышленности содержащиеся в ПНГ метан и этан используются для производства пластических масс и каучука, а более тяжелые элементы служат сырьем при производстве ароматических углеводородов, высокооктановых топливных присадок и сжиженных углеводородных газов, в частности, сжиженного пропан-бутана технического (СПБТ).

Важным показателем для каждого нефтяного месторождения является газовый фактор нефти – количество попутного нефтяного газа, приходящегося на одну тонну добываемой нефти. Для каждого месторождения этот показатель индивидуален и зависит от природы

месторождения, характера его эксплуатации и длительности разработки и может составлять от 1-2 м³ до нескольких тысяч м³ на одну тонну.

Решение проблемы утилизации попутного газа – это не только вопрос экологии и ресурсосбережения, это еще и потенциальный национальный проект. Попутный нефтяной газ – ценнейшее топливно-энергетическое и химическое сырье. Например, только утилизация объемов ПНГ, переработка которых является экономически рентабельной при текущей конъюнктуре рынка, позволила бы ежегодно производить до 5-6 млн. тонн жидких углеводородов, 3-4 млрд.м.куб. этана, 15-20 млрд.м.куб. сухого газа или 60 – 70 тыс. ГВт*ч электроэнергии. Возможный суммарный эффект составит до \$10 млрд./год в ценах внутреннего рынка или почти 1% ВВП Российской Федерации. И в Республике Казахстан проблема утилизации ПНГ не менее остра. В настоящее время по официальным данным из 9 млрд. куб.м. ежегодно добываемого в стране ПНГ утилизируется только две трети. Объем сжигаемого газа достигает 3 млрд. куб.м. в год. Более четверти работающих в стране нефтедобывающих предприятий сжигают более 90% добываемого ПНГ. На попутный нефтяной газ приходится почти половина всего добываемого в стране газа и темпы роста добычи ПНГ на данный момент опережают темпы роста добычи природного газа.

Учитывая вышеизложенное, Узбекистан поддержал программу, которая предусматривает реализацию инициативы «Покончить с практикой факельного сжигания газа к 2030 году», предложенную ООН и Всемирным банком. Главы крупнейших нефтяных компаний и высокопоставленные государственные должностные лица из ряда нефтедобывающих стран провели встречу, в ходе которой впервые приняли на себя обязательство покончить с практикой факельного сжигания газа на нефтепромыслах.

Страны и компании, представители которых выступили в поддержку инициативы, сжигают, в общей сложности, более 40% попутного газа в мире. Инициативу, в частности, поддержали правительства Норвегии, Камеруна, России, Казахстана, Габона, Узбекистана, Конго, Анголы и Франции, компании ТОТАЛ, «Статойл», «Эни», Национальная нефтегазовая компания Камеруна (SNH), Государственная нефтяная компания Азербайджана (ГНКАР), «Петроамонас ЭП» (Эквадор), «Роял Датч Шелл», Национальная нефтяная компания Конго (SNPC), Кувейтская нефтяная компания, и BG-Group. К ним присоединились Всемирный банк, Инициатива ООН «Устойчивая энергетика для всех» (SE4All), ЕБРР, Африканский банк развития и АБР.

На тысячах нефтепромыслов по всему миру каждый год бесполезно сгорает в «факелах» около 140 миллиардов кубометров природного газа, добываемого вместе с нефтью. В результате в атмосферу выбрасывается более 300 миллионов тонн CO₂, что эквивалентно выбросам примерно от 77 миллионов автомобилей. Если бы весь этот попутный газ использовался для выработки электроэнергии, то таким образом можно было бы произвести больше электричества (750 миллиардов кВтч), чем потребляет сегодня весь африканский континент. Однако сегодня газ сжигается в факелах по ряду

причин технического, нормативного и экономического характера или потому, что его использование не рассматривается как задача особой важности.

По данным, большие объемы сжигания газа на факельных установках являются серьезной проблемой для Узбекистана. В 2011 году убытки Узбекистана от сжигания газа составили, по подсчетам банка, 500 млн долларов США или 3% ВВП.

Растущий спрос на продукцию газохимической отрасли стимулирует Узбекистан сокращать долю сжигаемого попутного нефтяного газа (ПНГ) в нефтяных месторождениях и наращивать объемы его переработки. За последние четыре года объем сжигаемого ПНГ удалось сократить на 3,5 миллиарда кубометров за счет строительства дожимных компрессорных станций и систем сбора ПНГ. Последнее десятилетие показало, что потребность в продуктах полимеризации подстегивает нефтехимические предприятия полнее использовать продукты переработки ПНГ.

По мнению аналитиков, появление совместных с химиками проектов в области переработки попутного газа не будет пустой тратой сил и денег. Объем продаж полимерной продукции, полученной при переработке попутных газов, в 4,1 раза превышает выручку от реализации исходного сырья. Еще выше — в 5,3 раза — эффективность от продажи изделий из пластика, полученных из этих полимеров. Бесперебойное снабжение столь выгодным сырьем позволит газохимическим предприятиям наращивать реализацию продукции высоких переделов. А значит, они будут успешнее конкурировать как на внутреннем, так и на внешнем рынках, где спрос на продукцию только растет.

Выступая в поддержку новой инициативы, правительства, нефтяные компании и учреждения, работающие в области развития, признают, что практика факельного сжигания газа является неустойчивой с точки зрения использования ресурсов и охраны окружающей среды, и принимают на себя обязательство совместно работать над тем, чтобы покончить с ней как можно скорее, но не позднее 2030 года. Они будут ежегодно обнародовать отчеты о состоянии дел с факельным сжиганием газа и о ходе работы по достижению поставленных целей. Помимо этого, практика факельного сжигания газа не будет применяться на новых нефтепромыслах. Правительство будет обеспечивать деловую среду, благоприятствующую инвестициям и становлению реально работающих энергетических рынков.

Попутный нефтяной газ (ПНГ) — смесь различных газообразных углеводородов, растворенных в нефти. Они выделяются в процессе добычи и перегонки. К нефтяным газам также относят газы крекинга нефти, состоящие из предельных и непредельных (этилена, ацетилена) углеводородов.

В состав попутного нефтяного газа по разным типам месторождения входят следующие вещества:

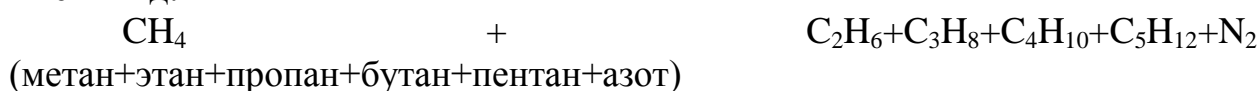
- в нефтяном месторождении из общего объема ПНГ почти 2/3 приходится на метан, около 8% — на этан, 17 %- пропан, 8% — бутан и его производные;

- газонефтяном месторождении доля метана еще выше – до 89 процентов.

После прохождения трех этапов сепарации ПНГ легкий метан испаряется, но становятся пригодными к использованию другие ценные компоненты: пентан, гексан, гептан, бензол.

Наличие большого спектра компонентов и изменяющимся основные свойства ПНГ не позволяют определить его точную химическую формулу.

По основным компонентам формула попутного нефтяного газа будет иметь вид:



Физические свойства попутного газа не отличаются стабильностью. Он относится к жирному типу газа, плотнее обычного природного газа.

В связи с различием в количественном составе попутных и природных газов их физические свойства различны. Плотность (по воздуху) попутных газов выше, чем природных, — она достигает 1,0 и более; теплота сгорания их составляет 46000–50000 Дж/кг.



Пример компонентного состава ПНГ. Поэтапно про сепарированный ПНГ из нефтяного месторождения достигает плотности на 1 кубометр до 2700 грамм или почти 2 кг чистого углеводорода. На третьей ступени сепарации он содержит 23% пентана и его производных, 19% – метана, 17% – гексанов, 12% бутана и его соединений, 5% этана, 4,5 % – пропана, 4% – октана. После проведения необходимых технологических операций (осушки, очистки от серы и углекислого газа, удаления механических примесей, компримирования) полученные газовые компоненты используются для промышленного назначения и используется как топливо для получения электрической энергии. Основные отличительные свойства ПНГ- более высокая плотность, вязкость, сжимаемость по сравнению с обычным природным газом.

В первозданном виде ПНГ поступает из нефтяной или нефтегазовой скважины в центральный пункт подготовки нефти. После этого с помощью специального оборудования начинается подготовка попутного нефтяного газа к использованию. Газ после осушки, очистки от серы, углекислого газа и сепарирования поступает в специальные хранилища, на электростанции, в

котельные. С помощью вакуумных компрессорных установок, газолифтных систем его предварительно компримируют – увеличивают плотность с одновременным удалением примесей.

Для получения промышленного ПНГ используются:

- маслосистемы с фильтрами тонкой очистки;
- специальная система теплообмена;
- газодожимное оборудование низкого давления;
- установки комплексной подготовки газа.

С помощью газомасляного сепаратора, фильтров – скрубберов осуществляется удаление механических примесей.

Способы разделения. Для выделения отдельных составляющих ПНГ на нефтяных месторождениях чаще всего применяется компрессионный и адсорбционный способы разделения и переработки попутного нефтяного газа. Компоненты добытой газовой смеси в разной мере способны к сопротивлению воздействию пара. По плотности попутный нефтяной газ разделяют на тяжелую и легкую фракцию. Более тяжелые углеводороды отделяются, оставшаяся фракция легких углеводородов сжижается и может закачиваться в трубы для подачи на тепловые электростанции.

При применении адсорбционной технологии используется принцип короткоциклового адсорбции. При прохождении газовой смеси через попеременно функционирующие адсорберы, наполненные углеродным молекулярным ситом (УМС), газы разделяются на фракции.

На завершающей стадии переработки ПНГ – ректификации, он разделяется на фракции:

- метановую;
- пропановую;
- бутан-бутиленовую;
- этиленовую;
- пропиленовую;
- амилен-бензольную.

Попутные нефтяные газы применяют как топливо и для получения различных химических веществ. Из нефтяных газов путем химической переработки получают пропилен, бутилены, бутадиен и др., которые используют в производстве пластмасс и каучуков.

Основными составляющими попутных нефтяных газов являются предельные углеводороды - гомологи метана от CH_4 до C_6H_{14} (табл.1.2).

Таблица 1.2 - Требования к качеству нефти по ГОСТ 9965-76

Показатели	1		
1. Максимальное содержание воды, %	0		
	,5		
2. Максимальное содержание хлористых солей, мг\л (на литр воды)	1	00	800
3. Максимальное содержание механических примесей, %	0	,05	,05
4. Максимальное давление насыщенных	6		

паров, кПа	6,67	6,67	6,67
5. Массовая доля органических хлоридов, млн-1 (частей на млн.)	0	1	0

Суммарное содержание гексана (C_6H_{14}) и более тяжелых углеводородов в попутном газе, как правило, не превышает 1 %, содержание пентана (C_5H_{12}) находится в пределах 2 %. Кроме того, в попутных нефтяных газах присутствуют инертные газы, в основном, азот и углекислый газ, содержание которых изменяется от 1 до 5 %. Учитывая, что суммарное содержание тяжелых углеводородов, начиная с пентана и инертных газов не превышает 8 %, для приближенной оценки основных характеристик попутного газа нужно учитывать четыре первых гомолога метана.

По физико-химическим показателям попутные нефтяные газы должны соответствовать требованиям и нормам, указанным в табл. 1.3.

Таблица 1.3 - Требования к качеству ПНГ по ГОСТ 51.40-93

Наименование показателя	Значение для макроклиматических районов				Ме тод испытания
	Умеренный		Холодный		
	с 01.05 по 30.09	с 01.10 по 30.04	с 01.05 по 30.09	с 01.10 по 30.04	
1. Точка росы газа по влаге, °С, не выше	3	5	10	20	По ГОСТ 20060
2. Точка росы газа по углеводородам, °С, не выше	0	0	5	10	По ГОСТ 20061
3. Температура газа, °С	Температура газа на входе и в самом газопроводе устанавливается проектом				
4. Масса сероводорода, г/м ³ , не более	0,007 (0,02)	0 (0,02)	0 (0,02)	0 (0,02)	По ГОСТ 22387.2
5. Масса меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,016 (0,036)	0 (0,036)	0 (0,036)	0 (0,036)	По ГОСТ 22387.2
6. Объемная доля кислорода, %, не более	0,5	0,5	1,0	1,0	По ГОСТ 23781
7. Теплота сгорания низшая, МДж/м ³ , при 20° С и	3	3	3	3	По ГОСТ 22667

101, 325 кПа.					
8. Масса мех. примесей и труднолетучих жидкостей	Условия оговариваются в соглашениях на поставку газа с ПХГ, ГПЗ и промыслов				

Допускается поставка в отдельные газопроводы газа с более высоким содержанием сероводорода и меркаптанов по согласованным в установленном порядке техническим условиям.

Климатические районы по ГОСТ 16350.

Величины, заключенные в скобках п.п 4 и 5, действительны до 01.01.97.

Для месторождений, введенных в эксплуатацию до 1983 г., показатели точки росы по влаге и углеводородам устанавливаются в технических условиях, разрабатываемых ГП.

Для газов, в которых содержание углеводородов $C_{5+высш}$, не превышает $1,0 \text{ г/м}^3$, точка росы по углеводородам не нормируется.

Проблема утилизации попутного нефтяного газа была унаследована еще с советских времен, когда упор в развитии зачастую делался на экстенсивные методы развития. При развитии нефтеносных провинций во главу угла ставился рост объемов добычи сырой нефти, основного источника доходов национального бюджета. Расчет делался на гигантские месторождения, крупные производства и минимизацию издержек. Переработка попутного нефтяного газа, с одной стороны, оказывалась на заднем плане ввиду необходимости осуществления существенных капитальных вложений в относительно менее рентабельные проекты, с другой стороны, в крупнейших нефтяных провинциях создавались разветвленные газосборные системы и строились гигантские ГПЗ под сырье с ближайших месторождений.

Традиционно принятая схема утилизации попутного газа предполагает строительство крупных газоперерабатывающих заводов совместно с разветвленной сетью газопроводов для сбора и доставки попутного газа. Реализация традиционных схем утилизации требует значительных капитальных затрат и времени и, как показывает опыт, практически всегда на несколько лет не успевает за освоением месторождений. Использование данных технологий экономически эффективно лишь на крупных производствах (миллиарды м.куб. исходного газа) и экономически необоснованно на средних и мелких месторождениях.

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

месторождениях продолжают сжигать попутный газ концевых ступеней сепарирования.

Основные потери нефтяного газа формируются в основном за счет мелких, малых и средних удаленных месторождений, доля которых в нашей стране продолжает стремительно увеличиваться. Организация сбора газа с таких месторождений, как это было показано выше, по схемам, предложенным для строительства крупных газоперерабатывающих заводов, является весьма капиталоемким и неэффективным мероприятием.

Даже в регионах, где находятся ГПЗ, и существует разветвленная газосборная сеть, газоперерабатывающие предприятия стоят загруженными на 40-50%, а вокруг них горят десятки старых и зажигаются новые факела. Обусловлено это действующими нормами регулирования в отрасли и недостатком внимания к проблеме, как со стороны нефтяников, так и со стороны газопереработчиков.

Сжигание попутного нефтяного газа – серьезная экологическая проблема как для самих нефтедобывающих регионов, так и для глобальной окружающей среды. Ежегодно в результате сжигания попутных нефтяных газов в атмосферу попадает более миллиона тонн загрязняющих веществ, включая углекислый газ, диоксид серы и сажевые частицы. Необходимо также принять во внимание негативное влияние теплового загрязнения, источником которого являются нефтяные факела.

1.3 Физические основы процессов отделения от нефти попутного газа и его подготовки к использованию

Сепарацией газа от нефти называют процесс отделение от нее головных углеводородов до C_4 и сопутствующих газов. Выход отсепарированного газа осуществляется в сепараторах, резервуарах в которых поддерживаются определенные Р и Т. Каждый пункт отсепарированного газа называется ступенью сепарации. Аппарат, в котором происходит отделение газа от продукции нефтяных скважин, называют газосепаратором.

Разгазирование нефти от газа можно осуществлять двумя способами:

Контактным (однократно) – такой способ разгазирование при котором суммарный состав смеси во время процесса остается постоянным.

Дифференциальный (многократно, постепенно) – при котором суммарный состав фаз непрерывно изменяется, т.к. образующийся газ выводится из системы по мере его выделения, при этом нефть обогащается высоко – кипящими компонентами.

В процессе подъема жидкости из скважин и транспорта ее до центрального пункта сбора и подготовки нефти, газа и воды постепенно снижается давление и из нефти выделяется газ. Объем выделившегося газа по мере снижения давления в системе увеличивается и обычно в несколько десятков раз превышает объем жидкости. Поэтому при низких давлениях их совместное хранение, а иногда и сбор становятся нецелесообразными. Приходится осуществлять их отдельный сбор и хранение.

В современных системах сбора нефти и газа, газосепараторами оснащаются все блочные автоматизированные групповые замерные установки (за исключением установок, оснащенных массовыми расходомерами), дожимные насосные станции и центральные пункты сбора и подготовки нефти, газа и воды.

На блочных автоматизированных замерных установках отделение газа от нефти осуществляется только с целью отдельного измерения дебита скважин по жидкости и газу. После измерения нефть и газ снова смешиваются и подаются в общий нефтегазовый коллектор. Часто отвод свободного газа от нефти осуществляется в нескольких местах.

Сепарация газа от нефти может происходить под влиянием гравитационных, инерционных сил и за счет селективной смачиваемости нефти. В зависимости от этого и различают гравитационную, инерционную и пленочную сепарации, а газосепараторы - гравитационные, гидроциклонные и жалюзийные.

Гравитационная сепарация осуществляется вследствие разности плотностей жидкости и газа, т.е. под действием их силы тяжести. Газосепараторы, работающие на этом принципе, называются гравитационными.

Инерционная сепарация происходит при резких поворотах газонефтяного потока. В результате этого жидкость, как более инерционная,

продолжает двигаться по прямой, а газ меняет свое направление. В результате происходит их разделение. На этом принципе построена работа гидроциклонного газосепаратора, осуществляемая подачей газонефтяной смеси в циклонную головку, в которой жидкость отбрасывается к внутренней поверхности и затем стекает вниз в нефтяное пространство газосепаратора, а газ двигается по центру циклона.

Пленочная сепарация основана на явлении селективного смачивания жидкости на металлической поверхности. При прохождении потока газа с некоторым содержанием нефти через жалюзийные насадки (каплеуловители) капли нефти, соприкасаясь с металлической поверхностью, смачивают ее и образуют на ней сплошную жидкостную пленку. Жидкость на этой пленке держится достаточно хорошо и при достижении определенной толщины начинает непрерывно стекать вниз. Это явление называется эффектом пленочной сепарации. Жалюзийные сепараторы работают на этом принципе.

Наибольшее распространение на нефтяных месторождениях получили горизонтальные сепараторы, характеризующие повышенной пропускной способностью при одном и том же объеме аппарата, лучшим качеством сепарации, простотой обслуживания и осмотра по сравнению с вертикальными.

Горизонтальный газонефтяной сепаратор (рисунок 1.1) состоит из технологической емкости 1, внутри которой расположены две наклонные полки 2, пеногаситель 3, влагоотделитель 5 и устройство 7 для предотвращения образования воронки при дренаже нефти. Технологическая емкость снабжена патрубком 10 для ввода газонефтяной смеси, штуцерами выхода газа 4 и нефти 6 и люк-лазом 8. Наклонные полки выполнены в виде желобов с отбортовкой не менее 150 мм. В месте ввода газонефтяной смеси в сепаратор смонтировано распределительное устройство 9.

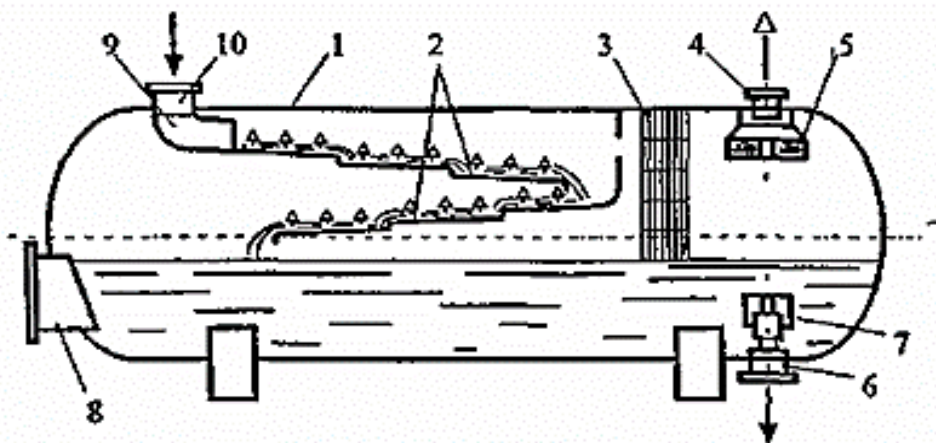


Рисунок 1.1 — Горизонтальный газонефтяной сепаратор

1 — технологическая емкость; 2 — наклонные желоба; 3 — пеногаситель; 4 — выход газа; 5 — влагоотделитель; 6 — выход нефти; 7 — устройство для предотвращения образования воронки; 8 — люк-лаз; 9 — распределительное устройство; 10 — ввод продукции.

Сепаратор работает следующим образом. Газонефтяная смесь через патрубок 10 и распределительное устройство 9 поступает на полки 2 и по

ним стекает в нижнюю часть технологической емкости. Стекая по наклонным полкам, нефть освобождается от пузырьков газа. Выделившийся из нефти газ проходит пеногаситель 3, где разрушается пена, и влагоотделитель 5, где очищается от капель нефти, и через штуцер выхода газа 4 отводится из аппарата. Дегазированная нефть накапливается в нижней части технологической емкости и отводится из аппарата через штуцер 6.

Для повышения эффективности процесса сепарации в горизонтальных сепараторах используют гидроциклонные устройства.

Горизонтальный газонефтяной сепаратор гидроциклонного типа (рисунок 1.2) состоит из технологической емкости 1 и нескольких одноточных гидроциклонов 2. Конструктивно однотонный циклон представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с тангенциальным вводом газонефтяной смеси, внутри которого расположены направляющий патрубок 3 и секция перетока 4.

В одноточном гидроциклоне смесь совершает одновременно вращательное движение вокруг направляющего патрубка и нисходящее движение, образуя нисходящий вихрь. Нефть под действием центробежной силы прижимается к стенке циклона, а выделившийся и очищенный от капель жидкости газ движется в центре его. В секции перетока нефть и газ меняют направление движения с вертикального на горизонтальное и поступают раздельно в технологическую емкость. Далее газовый поток проходит каплеотбойник 5, распределительные решетки 6 и выходит из сепаратора. Нефть по наклонным полкам 7 стекает в нижнюю часть емкости. Ее уровень поддерживается с помощью регулятора 8.

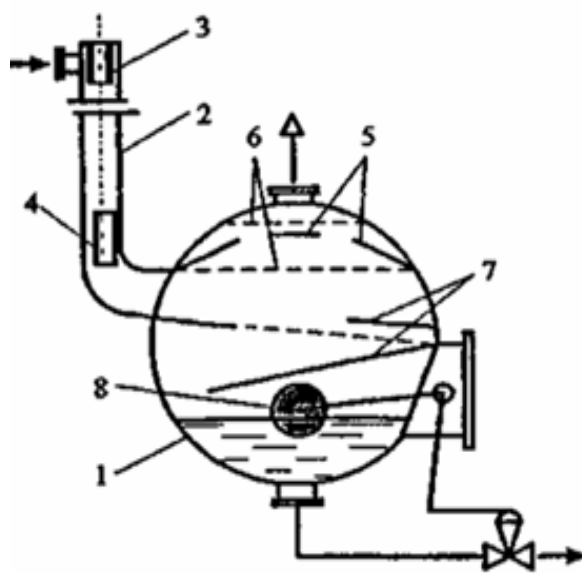


Рисунок
Горизонтальный
сепаратор
типа

1 —
однотонный
направляющий
секция перетока; 5 — каплеотбойник; 6 — распределительные решетки; 7 — наклонные полки; 8 — регулятор уровня.

1.2 —
газонефтяной
гидроциклонного

емкость; 2 —
гидроциклон; 3 —
патрубок; 4 —

Вертикальный сепаратор (рисунок 1.3) представляет собой вертикально установленный цилиндрический корпус с полусферическими днищами, снабженный патрубками для ввода газожидкостной смеси и вывода жидкой и газовой фаз, предохранительной и регулирующей

арматурой, а также специальными устройствами, обеспечивающими разделение жидкости и газа.

Вертикальный сепаратор работает следующим образом (рисунок 1.3). Газонефтяная смесь под давлением поступает в сепаратор по патрубку 1 в раздаточный коллектор 2 со щелевым выходом. Регулятором давления 3 в сепараторе поддерживается определенное давление, которое меньше начального давления газожидкостной смеси. За счет уменьшения давления из смеси в сепараторе выделяется растворенный газ. Поскольку этот процесс не является мгновенным, время пребывания смеси в сепараторе стремятся увеличить за счет установки наклонных полок 6, по которым она стекает в нижнюю часть аппарата. Выделяющийся газ поднимается вверх. Здесь он проходит через жалюзийный каплеуловитель 4, служащий для отделения капель нефти, и далее направляется в газопровод. Уловленная нефть по дренажной трубе 12 стекает вниз.

Контроль за уровнем нефти в нижней части сепаратора осуществляется с помощью регулятора уровня 8 и уровнемерного стекла 11. Шлам (песок, окалина) из аппарата удаляется по трубопроводу 9.

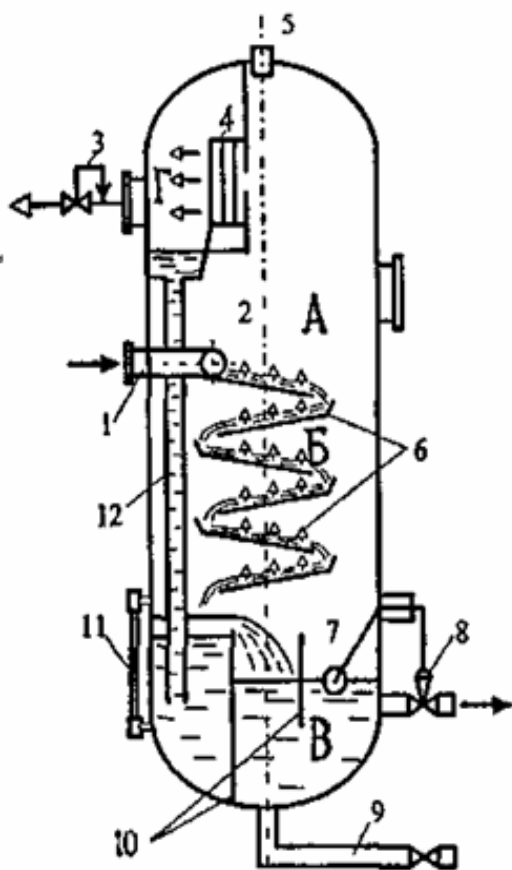


Рисунок 1.3 — Вертикальный сепаратор

А — основная сепарационная секция; К — осадительная секция; В — секция сбора нефти; Г — секция каплеудаления; 1 — патрубок ввода газожидкостной смеси; 2 — раздаточный коллектор со щелевым выходом; 3 — регулятор давления «до себя» на линии отвода газа; 4 — жалюзийный каплеуловитель; 5 — предохранительный клапан; 6 — наклонные полки; 7 —

поплавок; 8 — регулятор уровня на линии отвода нефти; 9 — линия сброса шлама; 10 — перегородки; 11 — уровнемерное стекло; 12 — дренажная труба.

Достоинствами вертикальных сепараторов являются относительная простота регулирования уровня жидкости, а также очистки от отложений парафина и механических примесей. Они занимают относительно небольшую площадь, что особенно важно в условиях морских промыслов, где промысловое оборудование монтируется на платформах или эстакадах. Однако вертикальные сепараторы имеют и существенные недостатки: меньшую производительность по сравнению с горизонтальными при одном и том же диаметре аппарата, а также меньшую эффективность сепарации.

В настоящее время выпускаются двухфазные горизонтальные сепараторы типа НГС и типа УБС. Наряду с двухфазными организовано производство трехфазных сепараторов, которые помимо отделения газа от нефти, служат также для отделения и сброса свободной воды. Перечисленные сепарационные установки служат в качестве технологического оборудования центральных пунктов сбора и подготовки нефти, газа и воды (ЦППН).

1.4. Методы отбензинивания попутного газа

Отбензинивание газа — извлечение из углеводородных газов этана, пропана, бутана и компонентов газового бензина ($C_5H_{12+высш}$). Осуществляется на газовых промыслах и газоперерабатывающих заводах. Первоначально отбензинивание газа проводили компрессионным методом (газ сжимается до давления 1,0–4,0 МПа и затем охлаждается до температуры 20–30 °С). При этом из газа извлекали только бензиновую фракцию. Для получения сжиженного газа (пропан-бутановая фракция) отбензинивание газа стали проводить методом масляной, а затем низкотемпературной абсорбции (последняя осуществляется при температуре до минус 45 °С и давлениях от 7 МПа). В качестве абсорбента используются в основном фракции керосина, степень извлечения компонентов C_3 и выше — 80–95%. Для отбензинивания тощих природных газов, а также для доулавливания углеводородов C_3 и выше в схемах с низкотемпературной масляной абсорбцией может быть использован процесс адсорбции на активированном угле.

Для отбензинивания газов используются:

компрессионный,
абсорбционный,
адсорбционный,
конденсационный методы.

Компрессионный метод. Сущность компрессионного метода заключается в сжатии газа компрессорами и последующем его охлаждении в холодильнике. Уже при сжатии тяжелые компоненты газа частично переходят из газовой фазы в жидкую. С понижением температуры выход жидкой фазы из сжатого газа возрастает.

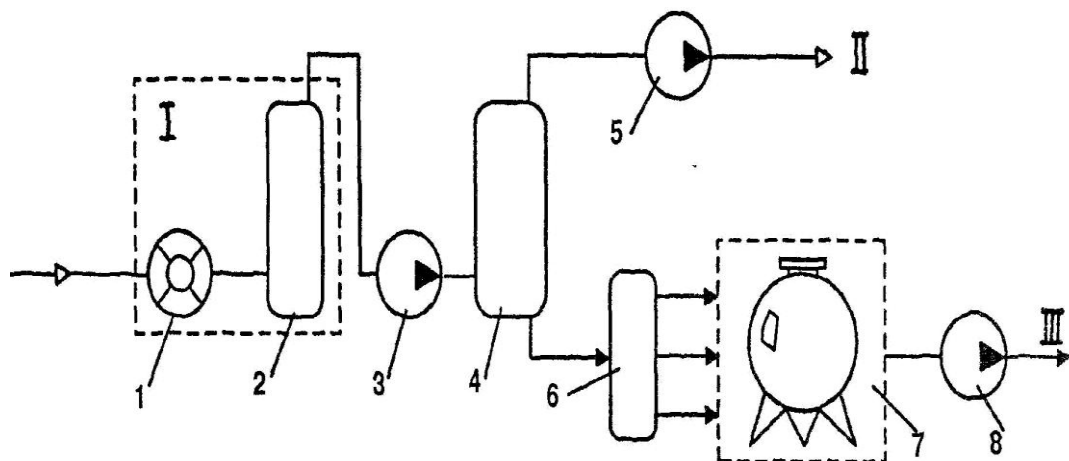


Рис.1.4 Принципиальная технологическая схема ГПЗ:

1 - узел замера количества газа; 2 - установка очистки газа; 3 - компрессорная станция; 4 - отбензинивающие установки; 5 - компрессорная станция 2-й ступени; 6 - газофракционирующие установки; 7 - товарный парк; 8 - пункт отгрузки жидкой продукции. I - пункт приема газа; II - сухой газ потребителям; III - жидкая продукция потребителям.

Компрессионный метод применяют для отбензинивания «жирных» газов, в которых содержится более 1000 г/м^3 тяжелых углеводородов. Оптимальным для нефтяных газов является давление компримирования 2...4 МПа.

Абсорбционный метод. Сущность абсорбционного метода состоит в поглощении тяжелых углеводородов из газовых смесей жидкими поглотителями (абсорбентами). В качестве таких поглотителей могут быть использованы керосин, дизельный дистиллят, масла.

При физической абсорбции поглощаемые углеводороды не образуют химических соединений с абсорбентами. Поэтому обычно физическая абсорбция обратима, т.е. поглощенные компоненты можно выделить из абсорбентов. Этот процесс называется десорбцией. Чередование процессов абсорбции и десорбции позволяет многократно применять один и тот же поглотитель.

Количество поглощенных газов при абсорбции увеличивается с повышением давления и понижением температуры. Чем больше молярная масса компонентов газа, тем в большем количестве он поглощается одной и той же жидкостью.

Принципиальная схема абсорбционно-десорбционного процесса приведена на рис. 1.5. Исходный (сырьевой) газ I подается в нижнюю часть абсорбера 1. Поднимаясь вверх, газ контактирует с абсорбентом, стекающим по тарелкам абсорбера вниз, в результате чего (вследствие массообмена) целевые компоненты из газа переходят в жидкость. Очищенный газ II выходит из верхней части абсорбера, а насыщенный абсорбент IV - из нижней части.

Насыщенный абсорбент поступает в гидравлическую турбину 7, где совершает полезную работу, приводя в действие насос 3. В результате его давление снижается от давления абсорбции до давления десорбции. Далее

насыщенный абсорбент нагревается в подогревателе 5 и поступает в верхнюю часть десорбера 6. В нижнюю часть десорбера 6 подается горячий десорбирующий агент (острый водяной пар) VI. В результате нагрева насыщенного абсорбента происходит процесс десорбции.

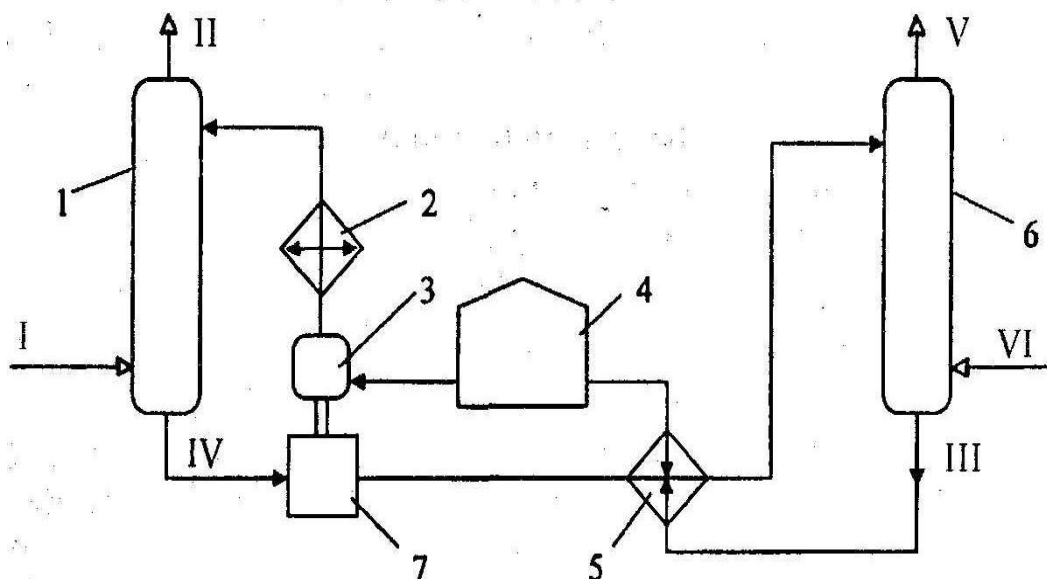


Рис. 1.5. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционного процесса:

1 — абсорбер; 2 - холодильник; 3 - насос; 4 - промежуточная емкость; 5 -подогреватель; 6 - десорбер; 7 - гидравлическая турбина. I- сырьевой газ; II - газ, освобожденный от целевых компонентов; III-регенерированный абсорбент; IV- насыщенный абсорбент; V - целевые компоненты; VI - десорбирующий агент

Испарившиеся целевые компоненты V выходят через верхнюю часть десорбера, а регенерированный абсорбент - через нижнюю часть. Регенерированный абсорбент после рекуперации теплоты в теплообменнике 5 через промежуточную емкость 4 и холодильник 2 насосом 3 возвращается в абсорбер 1. Применение абсорбционного метода наиболее рационально для отбензинивания газов, содержащих от 200 до 300 г тяжелых углеводородов в 1 м³.

Адсорбционный метод. Адсорбцией называется процесс поглощения одного или нескольких компонентов из газовой смеси твердым веществом - адсорбентом. Процессы адсорбции обычно обратимы. На этом основан процесс десорбции - выделение из адсорбента поглощенных им веществ.

В качестве адсорбентов применяются пористые твердые вещества, имеющие большую удельную поверхность - от сотен до десятков сотен квадратных метров на грамм вещества. Другой важнейшей характеристикой адсорбентов является их адсорбционная активность (или адсорбционная емкость) равная количеству целевых компонентов (в масс. %, граммах и т.п.), которое может быть поглощено единицей массы адсорбента.

Адсорбционная активность адсорбентов зависит от состава газа, давления и температуры. Чем выше молярная масса газа и давление, а также чем ниже температура, тем адсорбционная активность выше.

В качестве адсорбентов при разделении газовых смесей используют активированный уголь, силикагель и цеолиты.

Принципиальная схема отбензинивания газов адсорбционным методом приведена на рис. 1.6

На отбензинивание подается газ, от которого предварительно отделена капельная влага. Это связано с тем, что попадание капельной жидкости в слой адсорбента вызывает его разрушение и снижение адсорбционной активности. Пройдя слой адсорбента, например, в адсорбере 1, сырьевой газ очищается от целевых компонентов. Для регенерации адсорбента в адсорбере 2 отбирается поток регенерационного газа III в количестве 15...30 % от расхода сырьевого газа. Регенерационный газ нагревается в подогревателе 3 и поступает в адсорбер 2, где адсорбированные компоненты переходят из слоя адсорбента в нагретый газ. По выходе из адсорбера регенерационный газ охлаждается: сначала потоком отбензиненного газа в холодильнике 4, а затем водой в холодильнике 5. Выпадающий при этом конденсат собирается в конденсатосборнике 6, а отбензиненный газ направляется на доочистку в работающий адсорбер 1.

По мере насыщения адсорбента в адсорбере 1 он выводится на регенерацию, а в работу включается адсорбер 2.

Для регенерации адсорбента применяют также пропаривание адсорберов острым водяным паром с последующим охлаждением выходящего влажного пара и отделением углеводородов. Адсорбционный способ отбензинивания углеводородных газов применяют при содержании тяжелых компонентов от 50 до 100 г/м³).

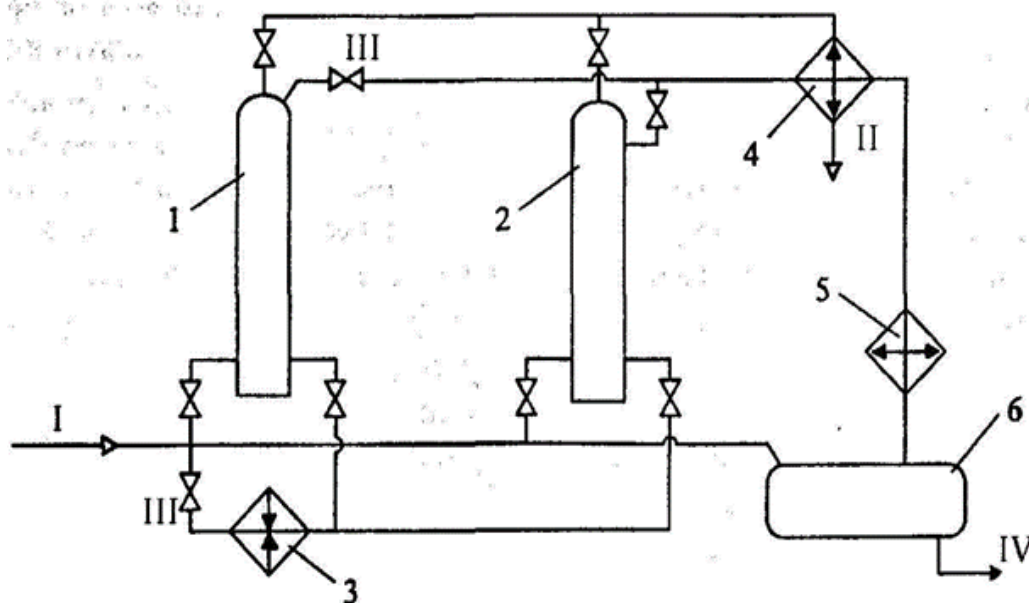


Рис. 1.6. Принципиальная схема абсорбционного отбензинивания газовой смеси: 1, 2 - абсорберы; 3 - подогреватель; 4, 5 - холодильники; 6 - конденсато-сборник. I - отсепарированный от жидкости сырьевой газ; II - отбензиненный газ; III - регенерационный газ; IV - сконденсированные тяжелые углеводороды;

Конденсационный метод. Сущность конденсационного метода заключается в сжижении тяжелых углеводородных компонентов газа при

отрицательных температурах. Применяют две разновидности конденсационного метода отбензинивания газов: низкотемпературная конденсация (НТК) и низкотемпературная ректификация (НТР).

Процесс низкотемпературного отбензинивания состоит из 3-х стадий:

а) компримирования газа до давления 3...7 МПа;

б) охлаждения сжатого и осушенного газа до температуры -10...-80°C;

в) разделения образовавшейся газожидкостной смеси углеводородов на нестабильный газовый бензин и «сухой» газ.

Две первые стадии процесса при применении НТК и НТР одинаковы. Отличие между ними заключается в третьей стадии.

В схеме НТК (рис. 1.7) газожидкостная смесь под давлением 3...4 МПа проходит систему холодильников 1-3 после чего разделяется в сепараторе 4. Образовавшийся конденсат после использования в качестве хладагента в холодильниках 1,2 подается в деэтанализатор 5, а сухой газ - в газопровод.

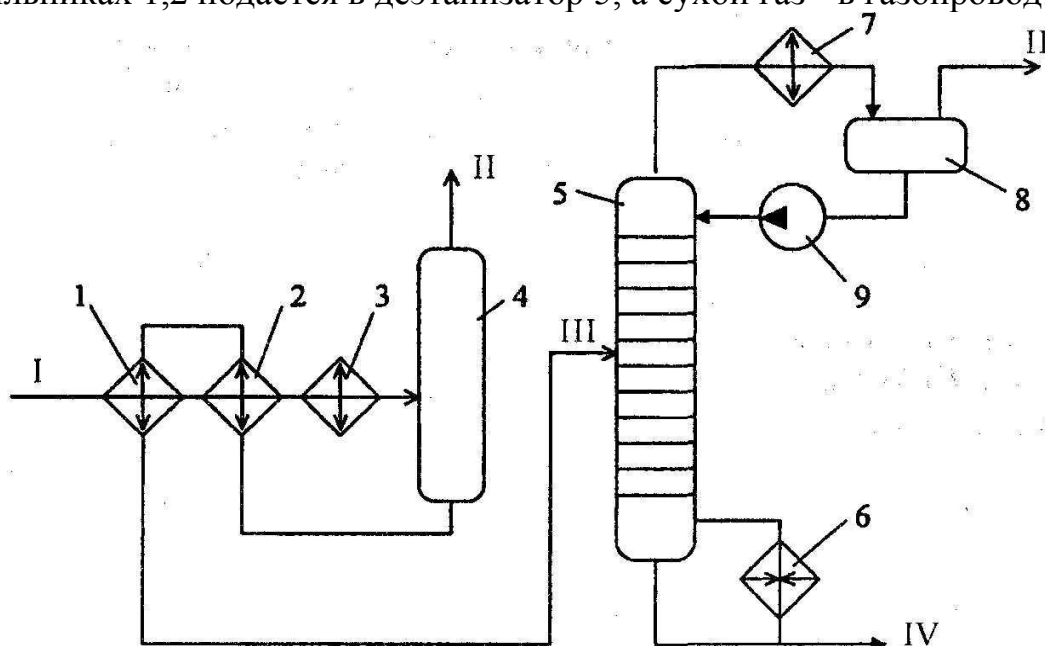


Рис. 1.7. Принципиальная схема получения деганизованного бензина в установке НТК: 1-3 - холодильники; 4 - сепаратор; 5 - деэтанализатор; 6 - кипятильник; 7 -пропановый холодильник; 8 - рефлюксная емкость; 9 – насос. I - сырьевой газ; II - сухой газ; III - нестабильный бензин; IV- деэтанизи-рованный нестабильный бензин

В конденсате кроме высококипящих углеводородов присутствуют метан и этан, которые при его хранении, транспортировании и переработке, являются нежелательной примесью. Метан и этан отгоняют от углеводородного конденсата в деэтанализаторе 5 путем нагрева в кипятильнике 6. Углеводородные пары, отходящие с верха деэтанализатора, частично конденсируются в пропановом холодильнике 7 и направляются в рефлюксную емкость 8. Отсюда несконденсировавшийся газ отводится потребителям, а жидкая фаза насосом 9 закачивается в верхнюю часть деэтанализатора в качестве орошения.

Деэтанализированный нестабильный бензин с низа деэтанализатора направляют на газофракционирующую установку.

В схеме низкотемпературной ректификации в отличие от схемы НТК в ректификационную колонну (деэтанализатор) поступает вся газожидкостная смесь, образовавшаяся в результате компримирования и охлаждения сырьевого газа. То есть сепаратор 4 из схемы, изображенной на рис. 1.7, исключен.

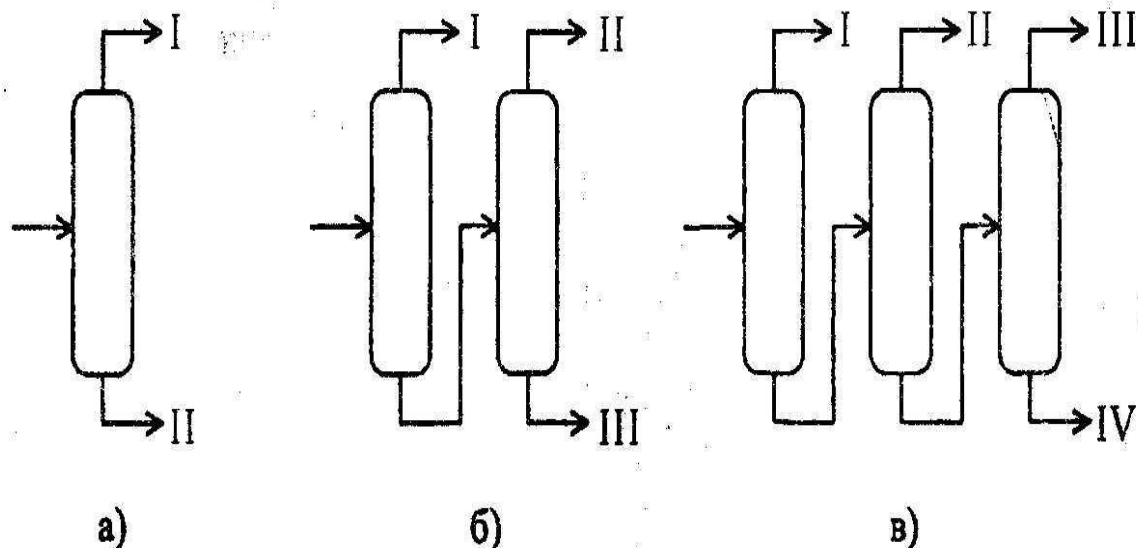


Рис. 1.8. Принципиальные схемы газодифракционирования:

а) - двухкомпонентная; б) - трехкомпонентная; в) - четырехкомпонентная

Процесс НТК по сравнению с процессом НТР имеет следующие преимущества:

1) благодаря предварительному отбору газовой фазы в сепараторе 4, деэтанализатор и другие аппараты установки имеют меньшие размеры;

2) вследствие относительно небольшого содержания метана и этана в сырье деэтанализатора конденсацию паров в холодильнике 7 можно осуществлять при сравнительно высоких температурах $-5...-10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Недостатками схемы НТК является то, что часть целевых компонентов теряется с газом, отбираемым из сепаратора 4. Этот недостаток устраняется более глубоким охлаждением сырьевого газа перед сепаратором, что требует больших затрат энергии.

Считается, что схема НТР наиболее рациональна при извлечении пропана в пределах 50 % от потенциала, а схема НТР экономичнее при извлечении свыше 70 % пропана, содержащемся в исходном газе.

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Анализ низкотемпературной конденсации и низкотемпературной ректификации углеводородных газов

Процесс низкотемпературной конденсации начал развиваться в 1960-е годы, когда повысился спрос на этан – важное сырье для ряда нефтехимических процессов. Это потребовало перейти на низкие температуры охлаждения газа для увеличения степени извлечения из него этана (и соответственно - более тяжелых углеводородов). Это, в свою очередь, позволило наряду с эффектом дросселирования применять искусственное охлаждение с использованием пропанового холода (для охлаждения до -70°C) или каскадного холодильного пропан-этанового цикла, с помощью которого стало возможным извлечь из газа 85 -87% этана, почти полностью (99%) - пропан и 100% всех остальных углеводородов.

В процессе низкотемпературной конденсации охлаждение продолжают до заданной степени конденсации газовой фазы, которая определяется необходимой глубиной извлечения целевых компонентов. Для этого задают конечную температуру процесса охлаждения. Эта температура достигается путем подвода расчетного количества холода.

Для того, чтобы задаться конечной температурой охлаждения газового потока, необходимо определить температуры фазовых переходов при выбранных значениях давления. Для индивидуального вещества существует критическая точка, которой соответствуют критические температура $T_{кр}$ и давление $P_{кр}$. Это максимальные значения температуры и давления, при которых еще возможно существование двух фаз. При температуре выше критической существует только одно фазовое состояние, и никакими сочетаниями других параметров перевести его в двухфазное состояние невозможно. Следовательно, процессы частичного или полного сжижения однокомпонентного газа можно осуществить только после предварительного охлаждения газа до температуры ниже критической.

На практике чаще приходится иметь дело с многокомпонентными газовыми смесями, в которых критические области наблюдаются в широком диапазоне параметров в зависимости от состава.

Если процесс конденсации осуществляется при давлении и температуре ниже критических значений компонентов, которые подлежат конденсации, то одновременно с конденсацией этих компонентов имеет место частичная конденсация даже тех компонентов, у которых критическая температура ниже, чем температура смеси. Это обусловлено тем, что углеводородные газы способны растворяться в углеводородных жидкостях. Например, смесь, состоящая из метана (молярная доля 10 %) и пропана (молярная доля 90 %), может быть полностью сконденсирована при охлаждении газовой смеси до 10°C при давлении 2,0 МПа. Таким образом, метан, критическая температура которого $T_{кр} = -82^{\circ}\text{C}$, в присутствии пропана превращается в жидкость при температуре существенно выше критической.

Растворение газа в жидкости, так же как и конденсация, сопровождается выделением тепла. Значение тепла растворения незначительно отличается от значения тепла конденсации. По мере снижения температуры увеличивается количество образовавшейся жидкости и изменяется ее состав: жидкость обогащается легколетучими компонентами. Одновременно легколетучими компонентами обогащается и паровая фаза по мере конденсации тяжелых компонентов. При дальнейшем охлаждении смеси этот процесс будет продолжаться до полной конденсации паровой фазы. Поэтому в процессах разделения углеводородных газов задаются конечной температурой охлаждения, позволяющей получать заданную степень конденсации.

Одной и той же степени конденсации исходного газа можно достигать различными комбинациями значений температуры и давления. С повышением давления в системе степень конденсации при постоянной температуре увеличивается, а избирательность процесса снижается. Интенсивность изменения степени конденсации не прямо пропорциональна изменению давления и температуры. В области низких давлений степень конденсации быстро меняется с изменением давления. При дальнейшем увеличении давления интенсивность конденсации снижается. Аналогичное влияние оказывает изменение температуры: наиболее интенсивно степень конденсации увеличивается с понижением температуры до определенного значения (в зависимости от состава газа), ниже которого скорость конденсации замедляется.

Таким образом, степень конденсации углеводородов можно увеличивать двумя способами: повышением давления при постоянной температуре или понижением температуры при постоянном давлении. Однако процесс конденсации в этих случаях имеет свои особенности. При росте давления при постоянной температуре повышение степени конденсации происходит одновременно с ухудшением четкости разделения углеводородов, так как в жидкую фазу вместе с тяжелыми компонентами переходит значительное количество легких компонентов. В случае понижения температуры при постоянном давлении увеличение степени конденсации сопровождается повышением четкости разделения легких и тяжелых компонентов, что объясняется большей разностью значений летучести компонентов смеси в области низких температур. Поэтому для получения чистых индивидуальных компонентов газа, или узких фракций углеводородов, целесообразно проводить процесс при умеренном давлении и низких температурах, а также использовать сочетание низкотемпературной конденсации с последующей дегметанизацией или дезтанизацией образовавшейся жидкой фазы в ректификационных колоннах для удаления растворенных в ней легких компонентов. Таким образом современные схемы установок НТК включают следующие узлы: компримирование газа (при необходимости) до заданного давления; осушка газа; охлаждение газа для образования двухфазной системы; сепарация двухфазной системы; дегтанизация (деметанизация) образовавшейся жидкой фазы.

Схемы НТК классифицируют по числу ступеней конденсации и источников холода. По числу ступеней конденсации схемы НТК подразделяют на одно-, двух- и трехступенчатые. После каждого процесса однократной конденсации осуществляется сепарация образовавшейся двухфазной смеси с выводом жидкой фазы.

Принципиальная схема типичной установки НТК с турбодетандером показана на рис. 2.1.

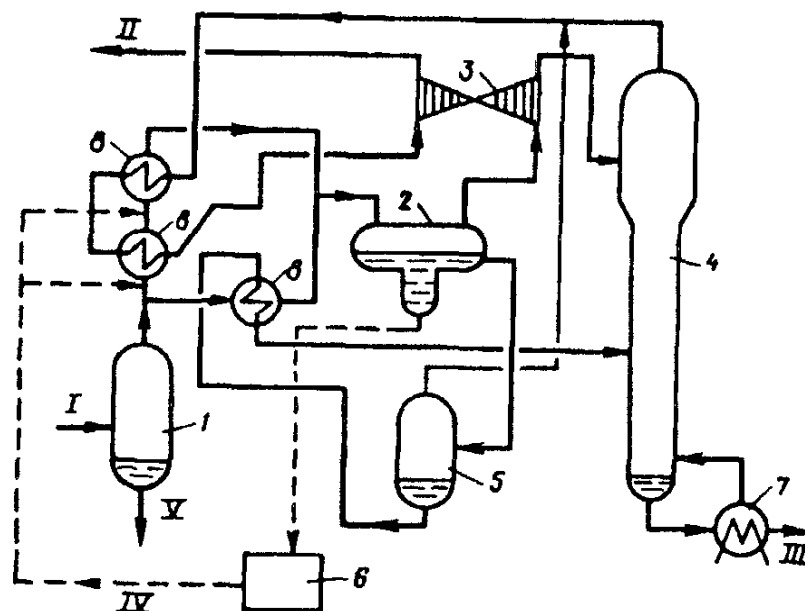


Рис. 2.1 Принципиальная схема процесса низкотемпературной конденсации (НТК) попутного газа: 1,2- сепараторы 1-й и 2-й ступеней; 3- турбодетандер; 4- ректификационная колонна; 5 - выветриватель конденсата; 6 - блок регенерации ингибитора гидратообразования; 7 -ребойлср; 8 - теплообменники; I и II - исходный и отсепарированный газ; III - ШФЛУ; IV- ингибитор гидратообразования; V- конденсат сырого газа.

Предварительно осушенный газ I захлаживается в рекуперативных теплообменниках 8 и после отделения от него в сепараторе 2 сконденсированных углеводородов через турбодетандер 3 поступает в разделительную колонну 4.

В нее же после одного из теплообменников поступает смесь сконденсированных углеводородов из сепаратора 2. Снизу колонны отбирают смесь всех сконденсированных углеводородов от этана и выше, а деэтанализованный газ сверху колонны, пройдя теплообменники 8, сжимается в турбодетандере энергией расширяющегося газа из сепаратора 2 и затем подается потребителю. Смесь углеводородов III (ШФЛУ) направляется на газофракционирующую установку, где от нее отбираются этановая фракция [содержание этана 87-90% (мольн.)] и фракции остальных, более тяжелых углеводородов.

Низкотемпературная ректификация - это процесс разделения газовых смесей при низких температурах. Процесс низкотемпературной ректификации термодинамически более выгоден, чем процесс абсорбции. Схема НТР эффективнее схемы НТА и аппаратное оформление проще.

Принципиальное отличие схемы НТР от НТК состоит в том, что сырье, поступающее на установку после охлаждения, без предварительной сепарации подается в ректификационную колонну.

В промышленности этот метод используют в следующих процессах:

- для разделения природных и нефтяных газов;
- для получения гелия, водорода, дейтерия, оксида углерода;
- для разделения воздуха с целью получения кислорода, азота и инертных газов (неона, криптона, ксенона, аргона);
- для очистки некоторых газов.

Как правило, низкотемпературная ректификация позволяет провести разделение с меньшей затратой работы, чем при других способах, и получить чистые продукты.

В технологической схеме процессу низкотемпературной ректификации предшествует низкотемпературная конденсация без отделения газовой фазы с подачей сырья в ректификационную колонну в двухфазном состоянии. Перевод газов в жидкость осуществляется при охлаждении их до температур ниже температуры кипения.

Конструктивное оформление установок низкотемпературной ректификации имеет ряд особенностей:

-в схемах низкотемпературной ректификации используются внешние или внутренние холодильные циклы;

-для подвода тепла в куб колонны используются кипятильники, расположенные непосредственно под колонной, в которых теплоносителем служит подаваемое на разделение сырье, либо ребойлеры, в змеевик которых подается сырьевой поток, а тепло в колонну поступает с паровой фазой, выделенной в ребойлере из кубового продукта колонны;

-ректификационная колонна может не иметь холодильника-конденсатора для верхнего продукта и работать как колонна исчерпывания, например, на установках разделения воздуха, когда практически невозможно подобрать охлаждающий агент для конденсации паров такого низкокипящего компонента, как азот.

В зависимости от принципиальной схемы установки низкотемпературной ректификации ректификационные колонны подразделяют на ректификационно-отпарные и конденсационно-отпарные.

В ректификационно-отпарных колоннах газовый поток охлаждается последовательно в теплообменнике обратным потоком сухого газа и в холодильнике, в результате чего он переходит в двухфазное состояние (частично конденсируется) и без предварительной сепарации подается в среднюю часть колонны. Верхний продукт колонны проходит через конденсатор-холодильник и поступает в рефлюксную емкость, где отделяется газовая фаза, а сконденсировавшиеся углеводороды возвращаются в качестве орошения в верх колонны.

Для охлаждения сырьевого газового потока в схему может быть включен либо холодильник с внешним хладагентом -пропаном, этаном и т.д.

либо дроссели и турбодетандеры для получения холода за счет расширения технологических потоков.

Во втором случае газовый поток после охлаждения с частичной конденсацией обратным потоком сухого газа в теплообменнике поступает в сепаратор на разделение (рис.2.2).

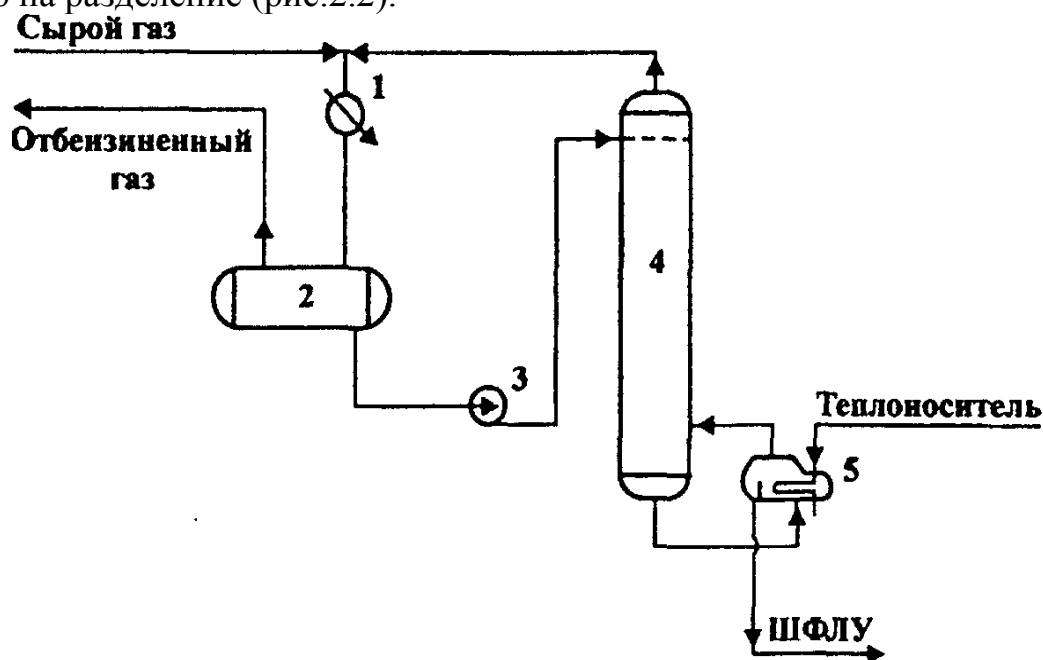


Рис. 2.2 Схема конденсационно-отпарной колонны установки НТР:

1 - холодильник-конденсатор; 2 - сепаратор; 3 - насос; 4 - ректификационная колонна; 5 – ребойлер 26°C и, частично сконденсировавшись, поступает на разделение в трехфазный сепаратор. В нижней части сепаратора собирается гликоль и углеводородный конденсат.

Газовая фаза из сепаратора поступает в турбодетандер, где в следствие расширения охлаждается, а жидкая фаза проходит через дроссель. Перепад давления в турбодетандере и дросселе должен быть одинаковым. Затем газовая и жидкая фазы объединяются и поступают в середину колонны в качестве питания. При использовании схемы ректификации с внешним холодильным циклом требуются меньшие расходы энергии, но более высокие капитальные затраты. По второму варианту требуется больший расход энергии при эксплуатации, но ниже капитальные затраты. Схему с дросселированием и детандированием технологических потоков целесообразно использовать в тех случаях, когда имеется свободный перепад давления между сырьевым и сухим газом и нет необходимости дожимать газ перед подачей его в магистральный трубопровод.

В схемах разделения углеводородного газа с использованием конденсационно-отпарных колонн сырой газ охлаждается последовательно обратным потоком сухого газа (или смешивается с ним), доохлаждается в холодильниках с внешним хладагентом и поступает на разделение в сепаратор, откуда отбензиненный газ выводится с установки, а сконденсировавшиеся углеводороды поступают на верхнюю тарелку колонны. В этом случае снижается нагрузка на колонну путем отделения

основного количества сухого газа в сепараторе. Поэтому можно использовать менее дорогое оборудование меньшей производительностью. Но предыдущая схема (с ректификационно-отпарной колонной) позволяет повысить четкость разделения в следствие присутствия больших количеств низкокипящих компонентов, которые повышают парциальное давление извлекаемых компонентов в жидкой фазе и ускоряют процессы массообмена.

Более выгодна схема отбензинивания природного газа методом низкотемпературной ректификации с вводом сырья двумя потоками. Эта схема позволяет снизить энергозатраты примерно на 10 % и осуществлять процесс при более высоких температурах.

В схемах с двухпоточной подачей сырья одна его часть (60 %) поступает без охлаждения в среднюю часть колонны, а вторая часть (40 %) охлаждается в рекуперативном теплообменнике обратным потоком сухого газа, отводимым с верха ректификационной колонны. На входе в теплообменник в поток сырого газа впрыскивают гликоль для предотвращения гидратообразования. После теплообменника охлажденный сырьевой поток смешивается с верхним продуктом ректификационной колонны, дополнительно охлаждается в пропановом испарителе до температуры минус Гликоль за счет разности плотностей собирается в сборнике гликоля и направляется на регенерацию.

Сухой газ после охлаждения сырьевого потока в рекуперативном теплообменнике направляется в магистральный трубопровод, а углеводородный конденсат из трехфазного сепаратора - на верх ректификационной колонны.

Подвод тепла в куб колонны осуществляется путем подачи паров из ребойлера, где в качестве теплоносителя при работе колонны в области низких температур может использоваться непосредственно сырьевой поток. Для процессов ректификации природного газа с выделением этановой и метановой фракций используется более глубокое охлаждение с дросселированием и детандированием технологических потоков.

2.2 Технология абсорбционного способа отбензинивания углеводородных газов

В газовой промышленности абсорбционный процесс широко применяют для осушки газа и извлечения из него тяжелых углеводородов.

Абсорбция — это избирательное поглощение газов или паров жидкими поглотителями-абсорбентами. В этом процессе происходит переход вещества или группы веществ из газовой или паровой фазы в жидкую. Абсорбция — избирательный и обратимый процесс. Переход вещества из жидкой фазы в паровую или газовую называется десорбцией. Обычно оба процесса объединяются в один производственный цикл.

При десорбции, которую проводят после абсорбции, целевой компонент выделяется из жидкого поглотителя. Очевидно, что условия проведения абсорбции и десорбции прямо противоположны. В первом случае происходит растворение газа в жидкости, этому способствуют повышение давления и понижение температуры. Абсорбент, поглотивший в процессе абсорбции целевые компоненты, называется насыщенным, или отработанным. Абсорбент, освобожденный в процессе десорбции от целевых компонентов, называется регенерированным и после охлаждения насосом может быть снова возвращен на абсорбцию. Таким образом, получается замкнутая абсорбционно-десорбционная система.

Один из вариантов технологической схемы отбензинивания углеводородных газов абсорбцией показан на рис. 2.3.

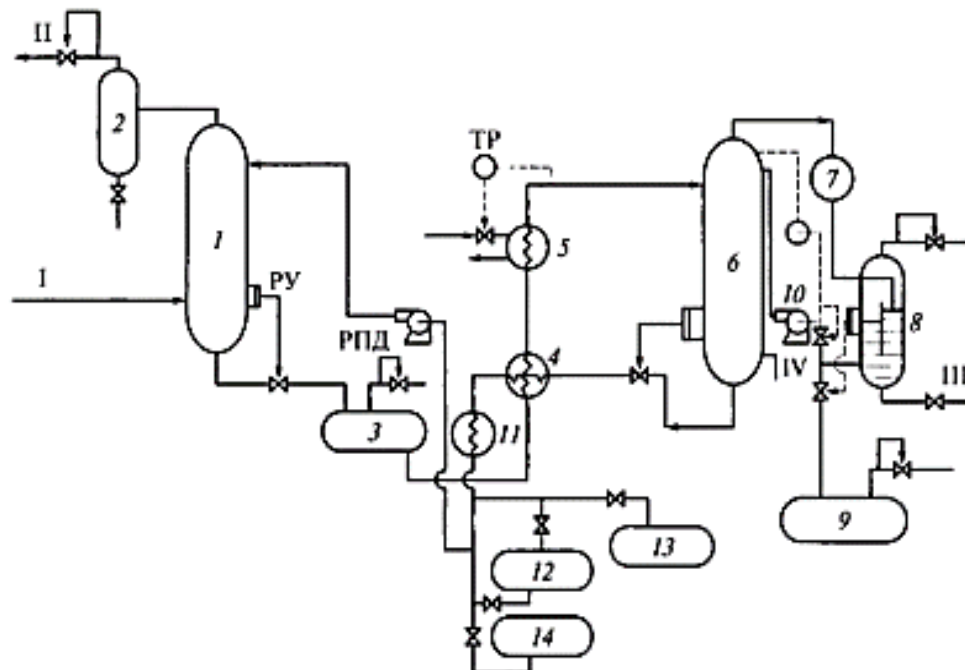


Рисунок 2.3. Технологическая схема абсорбционных газобензиновых установок: 1 — абсорбер; 2 — сепаратор; 3, 12 — 14 — емкости; 4 — теплообменник; 5 — подогреватель; 6 — десорбер; 7 — холодильник; 8 — разделительная емкость; 9 — конденсатосборник; 10 — насос; 11 — масляный холодильник; I — газ сырой; II — газ сухой; III — вода; IV — пар;

РУ — регулятор уровня; РПД — регулятор противодействия; ТР — терморегулятор.

Сырой газ поступает в нижнюю часть абсорбера 1. Двигаясь снизу-вверх, газ барботирует через абсорбент, стекающий сверху вниз и образующий на тарелках гидравлический затвор. Из абсорбера отбензиненный газ поступает в сепаратор 2, где очищается от капель сорбента. Далее он направляется в газопровод через регулятор давления, поддерживающий постоянное давление в абсорбере. Насыщенный абсорбент из абсорбера стекает в емкость 3. Во избежание прорыва газа в емкость 3 в нижней части абсорбера с помощью регулятора уровня поддерживается постоянный уровень насыщенного абсорбента. В емкости 3 насыщенный абсорбент частично освобождается от летучих углеводородов за счет снижения давления.

Из емкости 3 насыщенный абсорбент поступает в теплообменник 4, где за счет теплообмена с регенерируемым абсорбентом нагревается и направляется в подогреватель 5. Нагретый до температуры выпарки насыщенный абсорбент из подогревателя 5 направляется в десорбер 6. Десорбция абсорбента протекает по принципу ректификации. В верхнюю часть десорбера вводятся жидкие углеводороды, получаемые из отгоняемых паров, а в нижнюю часть поступает водяной пар. Пары углеводородов и воды, отгоняемые из десорбера, направляются в холодильник 7, где охлаждаются, превращаясь в жидкую фазу. Из холодильника 7 жидкость поступает в разделительную емкость 8, где происходит отделение газового бензина от воды. Вода из емкости удаляется, а газовый бензин поступает в конденсатор-сборник 9. Часть газового бензина с помощью насоса 10 подается в верх десорбера для орошения. Восстановленный абсорбент из нижней части десорбера направляется через теплообменник 4 в масляный холодильник 11 и далее в емкость 12, из которой с помощью насоса подается в абсорбер. Свежий абсорбент в случае необходимости добавляется из емкости 14. Для смены отработанного абсорбента, которая производится через определенный промежуток времени, на трубопроводе от десорбера предусматривается отвод к емкости. Если абсорбент меняется без остановки процесса, то по этому отводу от- регенерированный абсорбент сливают в емкость 13, а в абсорбер из емкости 14 насосом подается свежий абсорбент.

Установка может быть полностью автоматизирована. Уровень жидкости в абсорбере, десорбере и во всех емкостях поддерживается регуляторами уровня. Поддержание постоянного давления на выходе паров или газов из емкостей осуществляется с помощью регулятора противодействия. Подача пара в подогреватель и холодного орошения в десорбер регулируется терморегуляторами, которые поддерживают заданную температуру. Автоматически поддерживаются также соотношение между абсорбентом и газом. В качестве абсорбента используются стабильный углеводородный конденсат, керосин, солярка, лигроин и другие фракции тяжелых углеводородов.

2.3 Технология модульной установки отбензинивания природного и попутного нефтяного газа

Модульная установка отбензинивания природного и попутного нефтяного газа (ПНГ) предназначена для очистки в промышленных условиях природного или попутного нефтяного газа среднего и высокого давления от воды, меркаптанов и тяжелых углеводородов, с получением сухого отбензиненного газа с заданными характеристиками по точке росы по воде (до минус 60°C) и углеводородам (до минус 30°C), а также углеводородного конденсата (по заданию – стабильного газового бензина).

В состав установки входят: узел очистки ПНГ от капельной жидкости, узел адсорбционной очистки от воды, меркаптанов и тяжелых углеводородов, узел выделения углеводородного конденсата и воды, системы нагрева и охлаждения оборудования, трубная обвязка со средствами КИПиА и комплектом запорной, регулирующей и предохранительной арматуры. Установка размещается на двух транспортируемых блок-модулях размером 3x4x12 м, занимая в плане площадь 9x12 м без учета противопожарных разрывов и проездов. Поставляется в блочно-модульном варианте.

Рабочая среда	попутный нефтяной газ
Производительность по газу, тыс. нм ³ /сут	10÷ 400
Входное давление (расчетное), МПа	до 4,0
Параметры потока газа на входе в установку:	
- температура, °С	-10 ÷ +50
- давление, МПа	0,1 ÷ 4,0
- точка росы по воде и углеводородам, °С	до + 50
Параметры потока газа на выходе из установки:	
- точка росы по воде, °С	- 60
- точка росы по углеводородам, °С	- 10 по СТО 89-2010
- содержание меркаптановой серы, мг/м ³ , не более	16 по СТО 89-2010
- содержание механических примесей, г/м ³ , не более	0,001 по СТО 89-2010
Температура окружающей среды, °С	-53 ÷ +50

Сырой влажный «жирный» попутный нефтяной газ (А1), очищенный от кислых газов, под собственным давлением подают в газовый сепаратор СГ-1, где очищают от капельной влаги и направляют последовательно в адсорберы паров воды А-1/1-3 (условно показан один адсорбер), заполненные композитным адсорбентом паров воды и адсорберы тяжелых углеводородов и меркаптанов А-2/1-3, заполненные синтетическим углеродным адсорбентом, осушенный и отбензиненный газ выводят с установки (Б1). Адсорберы оснащены встроенными теплообменными элементами спирально-радиального типа для косвенного подогрева/охлаждения адсорбента. После проскока влаги, меркаптанов или тяжелых углеводородов поток сырьевого газа для обеспечения

непрерывности очистки переключают на адсорбер, находившийся на стадии ожидания.

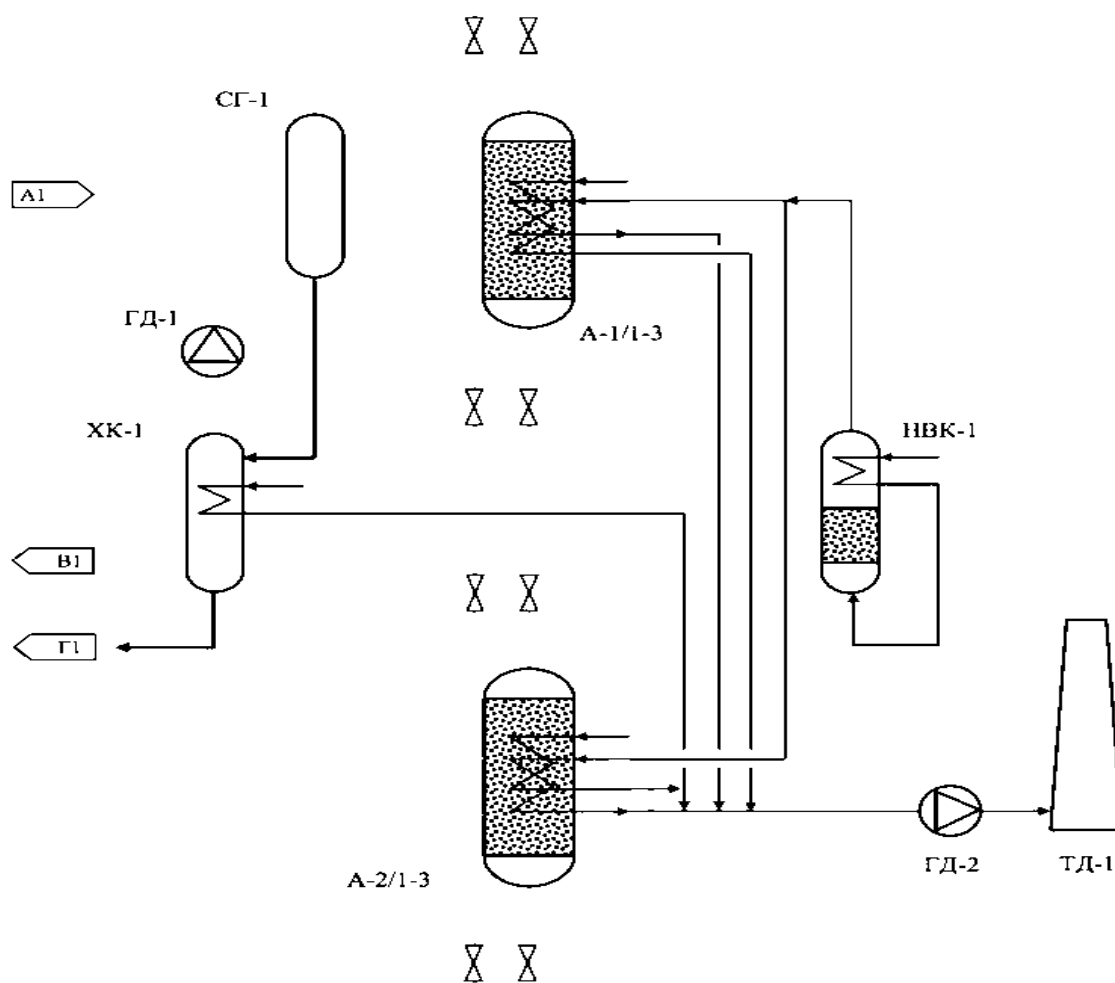


Рис. 2.4 Принципиальная технологическая схема установки осушки и отбензинивания природного и попутного нефтяного газа

Регенерацию адсорбентов проводят при 130-150°C (температура десорбции) подавая во внутреннее пространство встроенных теплообменных элементов адсорберов А-1/2 и А-2/2 нагретый воздух, получаемого в каталитическом подогревателе воздуха НВК-1, а также небольшого потока подготовленного газа (до 3% к расходу сырьевого газа). Десорбат охлаждают атмосферным воздухом в холодильнике-конденсаторе ХК-1, сконденсированный углеводородный конденсат (В1) и воду (Г1) выводят с установки. Газ газодувкой ГД-1 рециркулируют в поток сырьевого газа.

По окончании регенерации адсорберы А-1/3 и А-2/3 охлаждают продувкой атмосферным воздухом и переводят в режим ожидания. Периодически, по мере сокращения продолжительности адсорбционного цикла из-за накопления в адсорберах остаточных тяжелых углеводородов, проводят углубленную регенерацию адсорбентов путем нагрева до 200-250 °С. Часть углеводородного конденсата используют в качестве топлива в НВК-1, где смешивают с 4-5-ти кратным избытком (относительно стехиометрического) воздуха, подогретого до 300-350°C. Углеводороды

топлива окисляются (беспламенно) на катализаторе блочно-сотового типа до углекислого газа и воды. Суммарное содержание окислов азота и СО при этом не превышает 10 мг/м³. Подогретый воздух с температурой 750-800°С охлаждаются до 400-450°С, подогреть воздух, подаваемый в НВК-1, направляют на нагрев адсорберов А-1/2 и А-2/2, находящихся на стадии регенерации, и далее тягодутьевой машиной ГД-2 выводят в дымовую трубу ТД-1.

Степень отбензинивания газа регулируется по заданию изменением режимных параметров. Глубина осушки постоянна и составляет минус 60°С. Используемые адсорбенты допущены к применению в нефтегазовой промышленности и производятся российскими предприятиями.

Преимущества процесса:

- одновременная очистка ПНГ от паров воды, тяжелых углеводородов и меркаптанов,
- компактность и малая металлоемкость за счет использования адсорберов современной конструкции и современных легко регенерируемых адсорбентов высокой емкости,
- малое энергопотребление, простота и надежность эксплуатации,
- отсутствие огневого нагрева, экологическая и промышленная безопасность.

Рекомендации к применению:

- для очистки в промысловых условиях природного или попутного нефтяного газа от воды, меркаптанов и тяжелых углеводородов.

3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

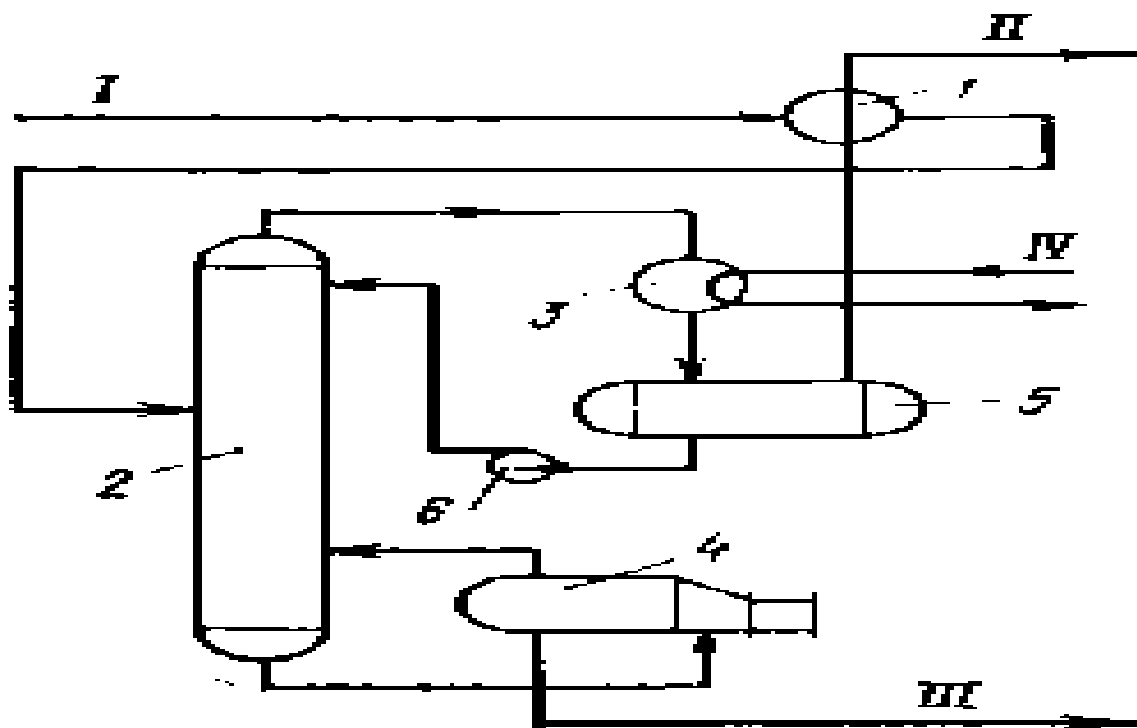
3.1. Расчёт этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа

Исходные данные. Рассчитать этановую ректификационную колонну для отбензинивания попутного нефтяного газа при следующих исходных данных: производительность аппарата по сырью $G_c=34000$ кг/ч; на установке используется пропановое охлаждение. Состав попутного газа-сырья, подвергающегося отбензиниванию (мольн. доли):

CH_4	C_2H_6	C_3H_8	и - C_4H_{10}	н - C_4H_{10}	и - C_5H_{12}	н - C_5H_{12}
0,432	0,15	0,196	0,056	0,94	0,0	0,04
24				94	25	3

Степень извлечения компонентов от их потенциала в исходном сырье в нестабильный бензин (в мольн. долях) равна: для этана $\varphi'_3=0,015$, для пропана $\varphi'_3=0,9$. Схема установки низкотемпературной ректификации попутного газа для его отбензинивания показана на рис. 4.1.

Рис. 3.1. Схема установки низкотемпературной ректификации: 1 — теплообменник; 2 — колонна; 3 — пропановый холодильник; 4 — подогреватель; 5 — емкость орошения; 6 — насос; /— сырье; //— дистиллят; /// — нестабильный бензин; /V— хладагент.



Целью этого процесса является получение нестабильного бензина, стабилизация которого осуществляется в пропановой ректификационной колонне. Схема материальных потоков этановой тарельчатой ректификационной колонны показана на рис. 4.2.

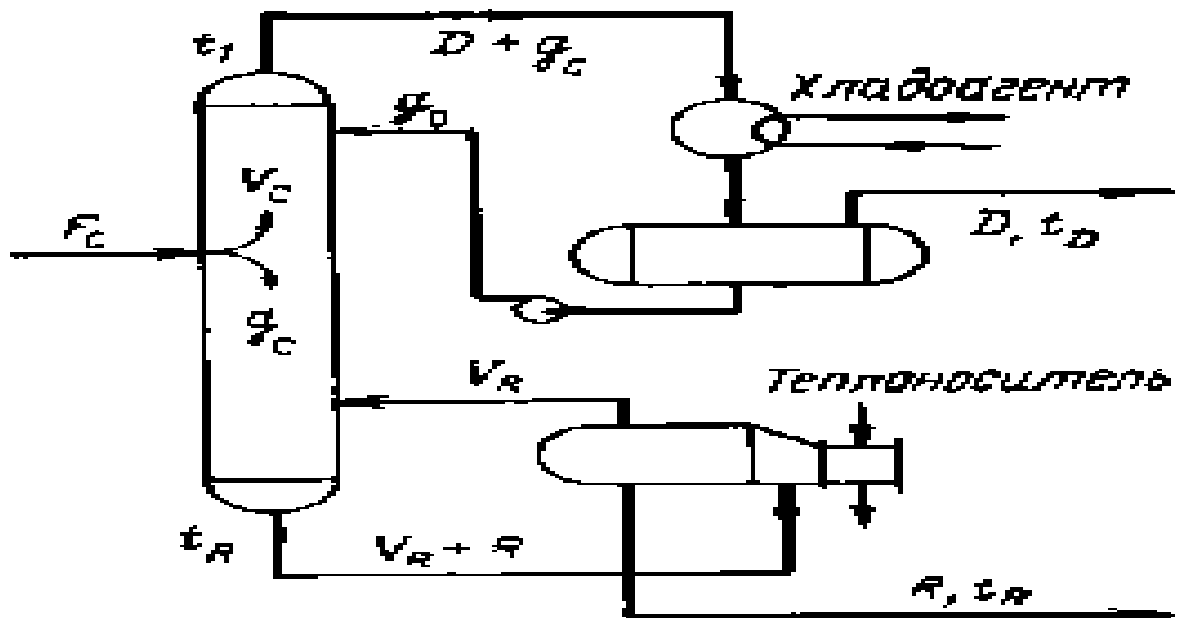


Рис. 3.2. Схема материальных потоков этановой колонны.

Сырье подается в аппарат в количестве F_C при температуре t_1 . Необходимое для ректификации жидкое орошение в количестве g_0 и при температуре t_D подается на верх колонны. Под нижнюю тарелку аппарата подается паровое орошение в количестве V_R .

Сверху колонны выводятся при температуре t_1 в паровой фазе дистиллят и орошение в количестве D и g_0 , которые после конденсации и охлаждения в конденсаторе-холодильнике поступают в емкость орошения. Дистиллят, практически состоящий из метана и этана (более 96%), из емкости орошения направляется в газосборную сеть, а конденсат — на орошение верха колонны.

Снизу колонны жидкий поток при температуре t_R в количестве $V_R + R$ поступает в кипятыльник, из которого поток паров в количестве V_R возвращается в аппарат для парового орошения низа колонны.

Нестабильный бензин в количестве R направляется для последующей стабилизации в пропановую колонну газофракционирующей установки.

Расчет.

1. Материальный баланс аппарата

Производительность аппарата, кмоль/ч:

$$F = G_c / M_c$$

где M_c — средняя мольная масса сырья, равная

Таблица 3.1. Расчет материального баланса этановой колонны

глев одор	Данны е по сырью	Данные остатку	по	Данные по дистилляту
--------------	---------------------	-------------------	----	-------------------------

	Содержание c_i мольн. Доли	Кол-во $F_i = F \cdot c_i = 1000 c_i$, кмоль/ч	Степень извлечения φ_i , мольн. доли	Кол-во $R_i = F_i \varphi_i$, кмоль/ч	Содержание $x_{R_i} = \frac{R_i}{\sum R_i}$, мольн. доли	Кол-во $D_i = F_i - R_i$, кмоль/ч	Содержание $y_{D_i} = \frac{D_i}{\sum D_i}$, мольн. доли
CH ₄	0,432	432	0	0	0	432,0	0,717
C ₂ H ₆	0,154	154	0,015	2,3	0,006	151,7	0,251
C ₃ H ₈	0,196	196	0,900	176,4	0,444	19,6	0,032
и – C ₄ H ₁₀	0,056	56	1,000	56,0	0,141	0	0
н – C ₄ H ₁₀	0,094	94	1,000	94,0	0,237	0	0
и – C ₅ H ₁₂	0,025	25	1,000	25,0	0,064	0	0
н – C ₅ H ₁₂	0,043	43	1,000	43,0	0,108	0	0
Σ	1,000	1000	-	396,7	1,000	603,3	1,000

$$M_C = \sum M_{(ici)}' = 16 \cdot 0,432 + 30 \cdot 0,154 + 44 \cdot 0,196 + 58 \cdot (0,056 + 0,094) + 72 \cdot (0,025 + 0,043) = 34$$

Тогда:

$$F = \frac{34000}{34} = 1000 \text{ кмоль/ч}$$

Расчет материального баланса колонны с учетом заданных условий разделения приведен в табл. 4.1.

2. Температура и давление в аппарате.

При пропановом охлаждении температура верхнего продукта колонны на выходе из конденсатора может быть принята равной $t_0 = -25 \text{ }^\circ\text{C}$ и выше.

Более низкая температура достигается в случае применения аммиачной, фреоновой или этановой холодильной установки.

Принимается температура на выходе из конденсатора-холодильника $t_0 = -18^\circ\text{C}$. Если принять давление в емкости орошения равным давлению на выходе из конденсатора, то его величина найдется по уравнению изотермы паровой фазы дистиллята путем последовательного приближения:

$$\sum \frac{y^D_i}{K_i} = 1$$

Результаты расчета даны в табл. 4.2.

Итак, давление в емкости орошения $\pi_D = 3,73$ МПа.

Как видно из табл. 4.2 конденсат наполовину состоит из этана.

Составы орошения и дистиллята различны (см. табл. 4.2), поэтому пары V_1 , уходящие с верха колонны, будут представлять паровую смесь дистиллята и орошения. Чтобы рассчитать состав паров V_1 необходимо знать количество орошения g_0 , подаваемого на верх колонны.

Его можно определить, зная флегмовое число колонны. Ниже рассмотрен вопрос об определении флегмового числа по уравнению Андервуда:

$$r_{\text{мин}} = \sum \frac{\varphi y^D_i}{\alpha_i - \varphi}$$

в котором значение параметра φ рассчитывается по формуле:

$$\sum \frac{\alpha_i c_i}{\alpha_i - \varphi} = e^{\lambda}$$

где α_i — относительная летучесть компонента при средней температуре в колонне.

Таблица 3.2. Расчет давления в емкости орошения этановой колонны

род	Углеводо	y^D_i , мольн. доли	K_i при $t_D = -18^\circ\text{C}$ $\pi_D = 3,73$ МПа	$x^D_{oi} =$ $\frac{y^D_i}{K_i}$
	CH_4	0,717	3,20	0,224
	C_2H_6	0,251	0,49	0,512
	C_3H_8	0,032	0,12	0,265
	Σ	1,000	-	1,001 \approx 1,00

Давление на верху колонны π_i с учетом перепада давления в конденсаторе принимается на 0,04 МПа выше давления в емкости орошения:

$$\pi_1 = \pi_D + 0,04 = 3,73 + 0,04 = 3,77 \text{ МПа}$$

Давление в секции питания с учетом сопротивления укрепляющих тарелок принимается на 0,02 МПа выше давления на верху колонны:

$$\pi_f = \pi_1 + 0,02 = 3,77 + 0,02 = 3,79 \text{ МПа}$$

Температура сырья, подаваемого в колонну, на основе промышленных данных принимается равной $t_f = 20^\circ\text{C}$.

Расчет степени конденсации сырья при этой температуре и давлении $\pi_f = 3,79$ МПа ведется по уравнению:

$$\sum_1^7 x_{fi}' = \sum_1^7 \frac{c_i'}{1 + e^{(K_i - 1)}}$$

методом последовательного приближения, заданием нескольких числовых значений степени отгона e' . Результаты расчета даны в табл. 4.3.

При температуре $t_f = 20^\circ\text{C}$ и давлении $\pi_f = 3,79$ МПа половина сырья будет в паровой фазе, а половина — в конденсате. Заметим, что состав паровой фазы сырья сравнительно близок к составу дистиллята, поэтому от укрепляющей части колонны не требуется большой разделительной мощности.

Принимается, что давление нижней части колонны (или в кипятильнике) на 0,04 МПа больше, чем в секции питания. Тогда:

$$\pi_R = \pi_f + 0,04 = 3,79 + 0,04 = 3,83 \text{ МПа}$$

Температура в нижней части колонны (в кипятильнике) при найденном давлении определяется последовательным приближением по уравнению изотермы жидкой фазы остатка:

$$\sum_1^7 K_i x_{ki}' = 1$$

Таблица 3.3. Расчет доли отгона сырья этановой колонны

Углеводород	c_i'	K_i при $t_f = 20^\circ\text{C}$, $\pi_f = 3,79$ МПа	-1	$K_i - 1$ при $e' = 0,5$	$+e^{(K_i - 1)}$	$x_{ft}' = \frac{c_i'}{1 + e^{(K_i - 1)}}$	$y_{fi}' = K_i x_{ft}'$
CH_4	0,432	4,400	3,400	1,7	2,700	0,160	0,704
C_2H_6	0,154	1,000	0	0	1,000	0,154	0,154
C_3H_8	0,196	0,340	-0,660	-0,330	0,670	0,293	0,100
$u - \text{C}_4\text{H}_{10}$	0,056	0,140	-0,860	-0,430	0,570	0,098	0,014
$n - \text{C}_4\text{H}_{10}$	0,094	0,100	-0,900	-0,450	0,550	0,171	0,017
$u - \text{C}_5\text{H}_{12}$	0,025	0,045	-0,955	-0,478	0,522	0,048	0,002
$n - \text{C}_5\text{H}_{12}$	0,043	0,038	-0,962	-0,481	0,519	0,083	0,004
Σ	1,000	-	-	-	-	1,007 $\approx 1,00$	0,995 $\approx 1,00$

Расчет температуры t_R дан в табл. 3.4.

Итак, температура в кипятильнике колонны (низ колонны) равна ($t_B = 118^\circ\text{C}$).

Предварительные расчеты показывают, что температура наверху колонны $t_1 = 12^\circ\text{C}$ (в дальнейшем эта температура уточняется). Поэтому средняя температура в колонне равна:

$$t_{cp} = \frac{t_i + t_f + t_R}{3} = \frac{12 + 20 + 118}{3} = 50^\circ\text{C}$$

При этой температуре и среднем давлении в колонне $\pi_{cp} = 3,78$ МПа находятся константы равновесия компонентов сырья и относительные летучести их, при принятии за эталонный компонент нормального пентана (табл. 4.5).

Методом последовательного приближения по уравнению Андервуда найдется числовое значение параметра ϕ . Его величина лежит между значениями относительных летучестей распределенных компонентов, т. е. этана и пропана. Весь расчет приведен в табл. 4.5.

Итак, параметр в уравнении Андервуда $\phi = 10,2$.

После подстановки значения ϕ в уравнение Андервуда для расчета $f_{\text{мин}}$ получается:

Таблица 3.4. Расчет температуры t_R

Углеводород	x_{R_i} , мол. доли	K_i при $t_R = 118^\circ\text{C}, \pi_R = 383$ МПа	$y_{R_i} = K_i x_{R_i}$
C_2H_6	0,006	2,9	0,0174
C_3H_8	0,444	1,45	0,6438
и – C_4H_{10}	0,141	0,83	0,1199
н – C_4H_{10}	0,237	0,67	0,1588
и – C_5H_{12}	0,064	0,37	0,0237
н – C_5H_{12}	0,108	0,34	0,0367
Σ	1,000	-	1,0003 \approx 1

Таблица 3.5. Расчет параметра ϕ

Углеводороды	K_i при $\pi_{cp} = 3,78$ МПа, $t_{cp} = 50^\circ\text{C}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_7}$	c_i , мол. доли	$\alpha_i c_i$	ϕ при $\phi = 10,2$	$\frac{\alpha_i c_i}{\alpha_i - \phi}$
CH_4	5,20	58,0	0,432	5,000	47,8	+
C_2H_6	1,50	16,6	0,154	,550	6,4	+
C_3H_8	0,59	6,6	0,196	,290	3,6	-
и – C_4H_{10}	0,29	3,2	0,056	,180	7,0	-
н – C_4H_{10}	0,21	2,3	0,094	,216	7,9	-
и – C_5H_{12}	0,10	1,1	0,025	,028	9,1	-

$H - C_5H_{12}$	0,09	,0	1	0,04	,043	9,2	-
Σ	-	-	0	1,00			e '=0,505

Коэффициент избытка орошения найдется по соотношению:

$$\sigma = \frac{r}{r_{\min}} = \frac{0,35}{0,461} + 1,35 = \frac{0,35}{0,461} + 1,35 = 2,11$$

Рабочее флегмовое число равно:

$$r = \sigma r_{\min} = 2,11 \cdot 0,461 = 0,97$$

По всей высоте укрепляющей части колонны флегмовое число принимается постоянным.

Количество горячего орошения или флегмы, находящейся при температуре начала кипения, определится так:

$$g = rD = 0,97 \cdot 603,3 = 585,2 \text{ кмоль/ч}$$

Количество паров, проходящих любое сечение в диаметральной плоскости укрепляющей части колонны найдется по уравнению материального баланса:

$$V = g + D = D(r + 1) = 603,3(0,97 + 1) = 1188,5 \text{ кмоль/ч}$$

Состав паров, уходящих с первой (верхней) тарелки колонны определяется по уравнению концентраций укрепляющей части:

$$(g_o + D) y'_{1i} = g_{oi} x'_{oi} + D y'_{Di}$$

где $g_o = g = 585,2$ кмоль/ч — количество орошения, поступающего на первую тарелку; y'_{1i} - мольная доля компонента в парах, поднимающихся с первой тарелки; x'_{oi} - мольная доля компонента в орошении, подаваемом на верх колонны (см. табл. 4.2),

Из этого уравнения получается:

$$y'_{1i} = \frac{g_o}{g_o + D} x'_{oi} + \frac{D y'_{Di}}{g_o + D} = \frac{585,2}{582,2 + 603,3} x'_{oi} + \frac{603,3 y'_{Di}}{582,2 + 603,3} = 0,492 x'_{oi} + 0,508 y'_{Di}$$

Расчет состава паров с первой тарелки дан в табл.4.6.

Температура верха колонны t_1 определяется последовательным приближением по уравнению изотермы паровой фазы, уходящей с верхней тарелки колонны:

$$\sum_1^3 \frac{y'_{1i}}{K_i} = 1$$

Таблица 3.6. Расчет состава паров с первой тарелки этановой колонны

Углеводород	x'_{oi}	0,492 x'_{oi}	y'_{Di}	0,508 y'_{Di}	$y'_{1i} = 0,492 x'_{oi} + 0,508 y'_{Di}$
CH_4	0,224	0,110	,717	0,364	0,474
C_2H_6	0,512	0,252	,251	0,127	0,379

C_3H_8	0,265	0,130	,032	0,016	0,146
Σ	1,001 \approx 1,00	—	,000	—	0,999 \approx 1

Таблица 3.7. Расчет температуры верха этановой колонны

Углеводород	y_{1i}	K_i при $t_1 = 13^\circ C, \pi_1 = 3,77 MPa$	$x'_{1i} = \frac{y_{1i}}{K_i}$
CH_4	0,474	4,20	0,112
C_2H_6	0,379	0,95	0,400
C_3H_8	0,146	0,30	0,487
Σ	0,999 \approx 1,00	-	0,999 \approx 1,00

Расчет температуры верха колонны дан в табл. 4.7

Итак, температура верха колонны $t_1 = 13^\circ C$. Перепад температуры в укрепляющей части невелик и составляет:

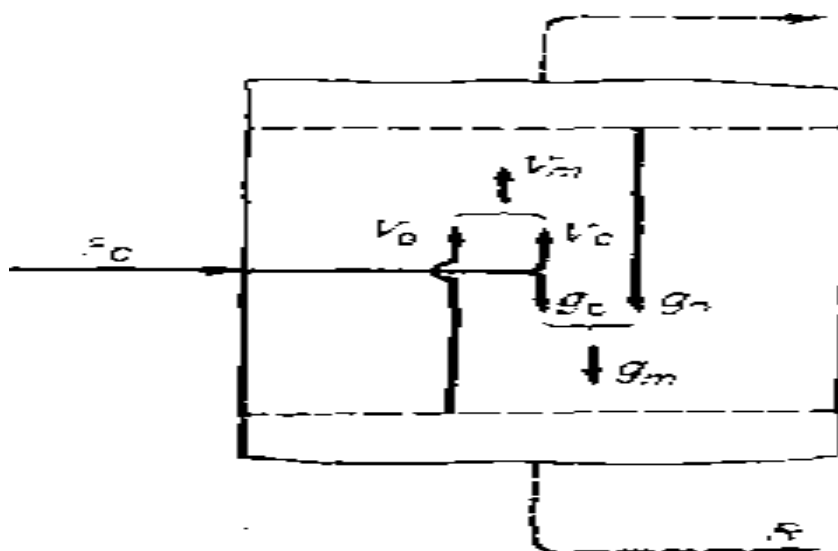
$$t_f - t_1 = 20 - 13 = 7^\circ C$$

3. Материальные потоки секции питания.

При расчете секции питания необходимо показать, что количества проходящих через нее потоков удовлетворяют уравнениям материального баланса для укрепляющей и отгонной частей аппарата.

Материальные потоки секции питания колонны схематически изображены на рис.4.3.

Рис. 4. 3. Схема секции питания колонны.



Количество парового орошения над верхней отгонной тарелкой рассчитывается по формуле:

$$V_o = sR$$

где s - паровое число над верхней отгонной тарелкой.

Паровое число наверху (над верхней тарелкой) отгонной части определяется из уравнения материального баланса секции питания:

$$S = \frac{rD + F(1 - e') - R}{R} = \frac{0,97 \cdot 603,3 + 1000(1 - 0,5) - 396,7}{396,7} = 1,74$$

Тогда имеем:

количество парового орошения наверху отгонной части:

$$V_o = 1,74 \cdot 396,7 = 688,5 \text{ кмоль/ч}$$

количество флегмы с нижней укрепляющей тарелки:

$$g_n = rD - 0,97 \cdot 603,3 = 585,2 \text{ кмоль/ч}$$

количество паров, поступающих под нижнюю тарелку укрепляющей части:

$$V_m = g_n + D = 585,2 + 603,3 = 1188,5 \text{ кмоль/ч}$$

количество паровой фазы сырья:

$$V_c = e'F = 0,5 \cdot 1000 = 500 \text{ кмоль/ч}$$

количество жидкой фазы сырья:

$$g_c = F(1 - e') = 1000(1 - 0,5) = 500 \text{ кмоль/ч}$$

количество флегмы, стекающей на верхнюю отгонную тарелку:

$$g_m = g_n + g_c = 585,2 + 500 = 1085,2 \text{ кмоль/ч}$$

количество паров, поднимающихся с верхней отгонной тарелки:

$$V_o = g_m - R = 1085,2 - 396,7 = 688,5 \text{ кмоль/ч}$$

Для проверки вычисляется количество паров, поступающих в укрепляющую часть:

$$V_m = V_c + V_o = 500 + 688,5 = 1188,5 \text{ кмоль/ч}$$

4. Число тарелок в колонне.

Минимальное число теоретических тарелок в колонне определяется по уравнению Фенске-Андервуда:

$$N_{\text{мин}} = \frac{\lg \frac{y_{D_2} x_{R_3}}{y_{D_3} x_{R_2}}}{\lg \frac{a_2}{a_3}}$$

где индекс 2 относится к этану, 3-к пропану- ключевым компонентам.

Тогда:

$$N_{\text{мин}} = \frac{\lg \frac{0,251 \cdot 0,444}{0,032 \cdot 0,006}}{\lg \frac{16,6}{6,6}} = 7$$

Для определения числа теоретических тарелок в колонне используется уравнение:

$$\sigma_N = \frac{N}{N_{\text{мин}}} = \frac{0,70}{N_{\text{мин}}} + 1,70 = \frac{0,70}{7} + 1,70 = 1,8$$

Откуда:

$$N = \sigma_N N_{\text{мин}} = 1,8 \cdot 7 = 12,6 \approx 13$$

Соотношение числа теоретических тарелок N_r в укрепляющей и N_s - в отгонной частях колонны определяется по уравнению Керкбрайда:

$$\lg \frac{N_r}{N_s} = 0,2061 \lg \left[\frac{R'}{D'} \cdot \frac{c_3'}{c_2'} \left(\frac{x'R_2}{x'D_3} \right)^2 \right] = 0,2061 \lg \left[\frac{396,7}{603,3} \left(\frac{0,196}{0,154} \right) \left(\frac{0,006}{0,032} \right)^2 \right] = -0,315 =$$

1,685

Откуда:

$$N_r = 0,485 N_s$$

Поскольку:

$$N_r + N_s = N = 13$$

решение двух последних уравнений дает $N_s = 8,8$ и $N_r = 4,2$.

В соответствии с имеющимися рекомендациями для колонны принимается клапанная тарелка.

Ввиду отсутствия надежного метода расчета среднего к.н.д. тарелки для колонн, разделяющих многокомпонентные смеси, этот параметр в первом приближении рассчитывается (в %) по уравнению:

$$\lg \eta_{cp} = 0,85 + 0,31 \lg \left(\frac{g'}{V'} \right)_{cp} - 0,25 \lg (\mu_f \alpha) + 0,3 h_L$$

где $(g'/V')_{cp}$ - среднее мольное отношение встречных на одном уровне жидкого и парового потоков;

μ_f - вязкость жидкого сырья при средней температуре в колонне $t_{cp} = 50^\circ\text{C}$, Па·с;

α - коэффициент относительной летучести для ключевых компонентов, равный (см. табл. 4.5):

$$\alpha = \frac{K_2}{K_3} = \frac{1,5}{0,59} = 2,55$$

h_L - глубина погружения центра тяжести прорези колпачка, м.

Сырье принимается за этан ($M_f = 34$), тогда по данным $\mu_f = 51,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Далее определяется среднее мольное отношение потоков жидкости и пара:

$$\left(\frac{g'}{V'} \right)_{cp} = 0,5 \left[\frac{g_K'}{g_K' + D'} + \frac{g_m'}{V_o'} \right] = 0,5 \left[\frac{585,2}{585,2 + 603,3} + \frac{1085,2}{688,5} \right] = 1,04$$

Поскольку гидравлический расчет тарелки не делается, пренебрежение последним слагаемым правой части уравнения приводит к получению несколько заниженного результата:

$$\lg \eta_{cp} = 0,85 + 0,30 \lg 1,04 - 0,25 \lg (51,5 \cdot 10^{-6} \cdot 2,55) = 1,8257$$

Тогда $\eta_{cp} = 67\%$.

Число рабочих тарелок в колонне рассчитывается по формуле:

$$N_p = N / \eta_{cp}$$

Следовательно число тарелок равно:

$$\text{в укрепляющей части } N_{rp} = \frac{N_r}{\eta_{cp}} = \frac{4,2}{0,67} = 7$$

$$\text{в отгонной части } N_{sp} = \frac{N_s}{\eta_{cp}} = \frac{8,8}{0,67} = 13$$

всего в колонне $N_p = N_{rp} + N_{sp} = 7 + 13 = 20$

5. Тепловая нагрузка конденсатора колонны.

Из предыдущего изложения следует, что дистиллят колонны D получается из емкости орошения в парах при температуре $t_D = -18^\circ\text{C}$. Следовательно, в конденсаторе колонны происходит частичная конденсация паров, поступающих в него из верхней части колонны. Образующийся из этих паров конденсат подается на орошение колонны. Тепловая нагрузка конденсатора для этого случая найдется по уравнению:

$$Q_K = g_o(H_1 - h_o) + D(H_1 - H_D)$$

где $g_o = g = rD = 585,2$ кмоль/ч — количество орошения;

H_1 — энтальпия паров, уходящих с верха колонны при температуре $t_1 = 13^\circ\text{C}$ и давлении $\pi_1 = 3,77$ МПа, кДж/моль;

h_o — энтальпия орошения, подаваемого на верх колонны при температуре

$$t_D = -18^\circ\text{C}, \text{ кДж/кмоль};$$

H_D — энтальпия паров дистиллята при температуре $t_D = -18^\circ\text{C}$ и давлении $\pi_D = 3,73$ МПа, кДж/кмоль.

Мольные массы потоков рассчитываются на основе данных, приведенных в табл. 3.6.

Дальнейший расчет дает следующие данные:

пары, поднимающиеся с верхней тарелки колонны:

$$M_{V_1} = 16 \cdot 0,4744 + 30 \cdot 0,379 + 44 \cdot 0,146 = 25,4$$

пары дистиллята:

$$M_D = 16 \cdot 0,717 + 30 \cdot 0,251 + 44 \cdot 0,032 = 20,4$$

орошение:

$$M_{g_o} = 16 \cdot 0,224 + 30 \cdot 0,512 + 44 \cdot 0,265 = 30,6$$

энтальпии потоков (кДж/кмоль) находятся по графику:

$$H_1 = 406,1 \cdot 25,4 = 10300$$

$$h_o = 58,6 \cdot 30,6 = 1800$$

$$H_D = 334,9 \cdot 20,4 = 6800$$

тепло конденсатора равно:

$$Q_K = 585,2 (10300 - 1800) + 603,3 (10300 - 6800) = 7,1 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1980 \text{ кВт}$$

Это тепло снимается в конденсаторе с помощью пропанового охлаждения, так как должна быть достигнута температура $t_D = -18^\circ\text{C}$.

6. Тепловая нагрузка кипятильника колонны.

Перепад температур по высоте отгонной части составляет:

$$t_R - t_f = 118 - 20 = 98^\circ\text{C}$$

поэтому количества парового орошения внизу и наверху отгонной части будут значительно отличаться одно от другого.

Количество паров внизу отгонной части может быть найдено, если известно тепло кипятильника Q_p . Это тепло определяется из уравнения теплового баланса колонны:

$$FQ_f + Q_p = DNQ + Rhg + Q_K$$

где Q_f — энтальпия сырья, подаваемого в колонну при температуре

$$t_f = 20^\circ\text{C}, \text{ кДж/кмоль};$$

h_R - энтальпия остатка колонны при температуре $t_R = 118$ °С, кДж/кмоль.

Энтальпия сырья рассчитывается по формуле:

$$Q_f = e' N_{V_C} + (1-e') h_{g_c}$$

где e' - мольная доля отгона сырья;

N_{V_C} - энтальпия паровой фазы сырья, кДж/кмоль;

h_{g_c} - энтальпия жидкой фазы сырья, кДж/кмоль.

Вначале находят необходимые исходные данные:

средняя молекулярная масса паровой и жидкой фаз сырья (см. табл. 3.3)

$$M_{V_C} = 16 \cdot 0,704 + 30 \cdot 0,154 + 44 \cdot 0,100 + 58 \cdot 0,031 + 72 \cdot 0,006 = 22,6$$

$$M_{g_c} = 16 \cdot 0,160 + 30 \cdot 0,154 + 44 \cdot 0,293 + 58 \cdot 0,269 + 72 \cdot 0,131 = 45,1$$

средняя молекулярная масса остатка колонны (см. табл. 4.1)

$$M_R = 30 \cdot 0,006 + 44 \cdot 0,444 + 58 \cdot 0,378 + 72 \cdot 0,172 = 53$$

энтальпия потоков, кДж/моль:

$$N_{V_C} = 418,7 \cdot 22,6 = 9440 \quad h_{g_c} = 171,7 \cdot 45,1 = 7740$$

$$Q_f = 0,5 \cdot 9440 + 0,5 \cdot 7740 = 8590 \quad h_R = 439,6 \cdot 53 = 23300$$

Далее вычисляется тепло кипятильника:

$$Q_p = 603,3 \cdot 6800 + 396,7 \cdot 23300 + 7100000 - 1000 \cdot 8590 = \\ = 11,8 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 3280 \text{ кВт}$$

Масса парового орошения V_R , подаваемого из кипятильника под нижнюю отгонную тарелку колонны, без большой ошибки может быть найдена из уравнения:

$$Q_p = V_R (N_{V_R} - h_{V_R})$$

где $(N_{V_R} - h_{V_R})$ теплота испарения орошения, равная разности его энтальпии в паровой и жидкой фазах при температуре $t_K = 118$ °С и давлении $p_R = 3,83$ МПа, кДж/кмоль.

Для этого предварительно вычисляются:

средняя молекулярная масса паров орошения (см. табл. 3.4)

$$M_{V_R} = 30 \cdot 0,0174 + 44 \cdot 0,6438 + 58 \cdot 0,2787 + 72 \cdot 0,0604 = 49,4$$

энтальпии, кДж/кмоль

$$N_{V_R} = 653,1 \cdot 49,4 = 32200$$

$$h_{V_R} = 435,4 \cdot 49,4 = 21400$$

количество парового орошения, кмоль/ч

$$V_R = \frac{Q_p}{N_{V_R} - h_{V_R}} = \frac{11,8 \cdot 10^6}{32200 - 21400} = 1093$$

паровое число внизу колонны равно:

$$s_R = \frac{V_R}{R} = \frac{1093}{396,7} = 2,74$$

7. Диаметр колонны.

Диаметр колонны рассчитывается по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{сек}}}{\pi\omega}}$$

где $V_{\text{сек}}$ — секундный объемный расход паров наверху колонны, $\text{м}^3/\text{с}$;
 ω — допустимая скорость паров в свободном поперечном сечении над верхней тарелкой колонны, $\text{м}/\text{с}$.

Объем паров наверху (над верхней укрепляющей тарелкой) колонны определяется по известной формуле:

$$V_{\text{сек}} = \frac{(D + g_0)22,4(t_1 + 273)0,1}{3600 \cdot 273 \cdot \pi_1} z$$

где z — коэффициент сжимаемости паров, определяемый по графику в зависимости от приведенных температуры $T_{\text{пр}}$ и давления $P_{\text{пр}}$.

Знание состава паров (см. табл. 4.7) и критических констант компонентов (метан, этан и пропан) позволяет рассчитать критические константы для смеси:

$$T_{\text{кр}} = T_{\text{кр}1}y_1 + T_{\text{кр}2}y_2 + T_{\text{кр}3}y_3 = 190,5 \cdot 0,474 + 305,3 \cdot 0,379 + 369,8 \cdot 0,146 = 260\text{K}$$

$$P_{\text{кр}} = P_{\text{кр}1}y_1 + P_{\text{кр}2}y_2 + P_{\text{кр}3}y_3 = 4,49 \cdot 0,474 + 4,71 \cdot 0,379 + 4,13 \cdot 0,146 = 4,5\text{МПа}$$

Приведенные параметры равны:

$$T_{\text{пр}} = \frac{T_1}{T_{\text{кр}}} = \frac{286}{260} = 1,1$$

$$P_{\text{пр}} = \frac{P_1}{P_{\text{кр}}} = \frac{3,77}{4,5} = 0,84$$

По графику находится $z(0,84; 1,1) = 0,75$

Объем паров составляет:

$$V_{\text{сек}} = \frac{(603,3 + 585,2)22,4(13 + 273)0,1 \cdot 0,75}{3600 \cdot 273 \cdot 3,77} = 0,152\text{м}^3/\text{с}$$

Максимально допустимая скорость паров в свободном сечении над верхней тарелкой колонны рассчитывается по формуле:

$$\omega = C \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}$$

где C — коэффициент, определяемый из выражения

$$C = 0,09h_T C'$$

при этом $h_T = 0,5$ м — принятое расстояние между тарелками;

C' — коэффициент, зависящий от поверхностного натяжения на границе «пар — жидкость» на верхней тарелке колонны, определяемый из графика, приведенного на рис. 3.4.

Величина поверхностного натяжения находится по формуле Этвиша:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{M_{g1}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{2/3}} (T_{\text{кр}} - T_1 - 7)$$

где M_{g1} — мольная масса орошения, стекающего с верхней тарелки, равная (см. табл. 3.7)

$$M_{g1} = 16 \cdot 0,112 + 30 \cdot 0,4 + 44 \cdot 0,487 = 35,2$$

$\rho_{ж}$ - плотность этого орошения при температуре $t_1=13$ °С на верхней тарелке (по графику $\rho_{ж}=430$ кг/м³);

$T_{кр}$ -критическая температура орошения, К.

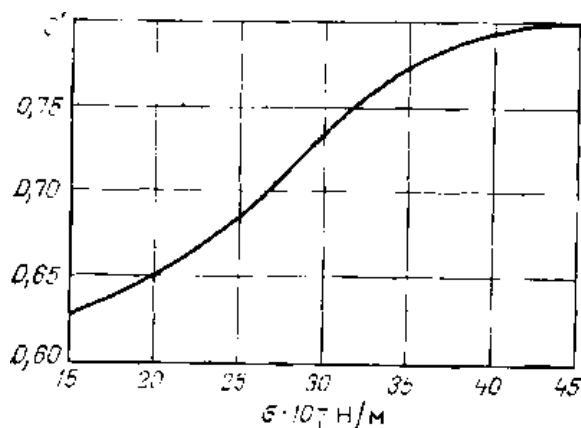


Рис. 3.4. График зависимости $C'=f(\sigma)$, используемый при определении скорости паров в колоннах для разделения углеводородных газов орошения:

Знание состава орошения (см. табл. 3.7) и критических температур его компонентов позволяет рассчитать критическую температуру:

$$T_{кр} = 190,5 \cdot 0,112 + 305,2 \cdot 0,4 + 369,8 \cdot 0,487 = 323 \text{ К}$$

Подстановка найденных величин в формулу дает:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{35,2}{430}\right)^{2/3}} (323 - 286 - 7) = 3,41 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$$

Отложив на оси абсцисс (см. рис. 3.4) числовое значение $\sigma=3,41 \cdot 10^{-3}$ Н/м, найдем $C'=0,78$.

Тогда:

$$C = 0,09 \cdot 0,5 \cdot 0,78 = 0,035$$

Плотность паров, уходящих с верхней тарелки, равна:

$$\rho_n = \frac{M_{V_1} \pi_1 273}{22,4(t_1 + 273)\pi_0} = \frac{25,4 \cdot 3,77 \cdot 272}{22,4(13 + 273)0,1} = 41,6 \text{ кг/м}^3$$

Максимально допустимая скорость паров наверху колонны составляет:

$$\omega = 0,035 \sqrt{\frac{430 - 41,6}{41,6}} = 0,115 \text{ м/с}$$

Диаметр колонны в ее верхнем поперечном сечении равен:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,152}{3,14 \cdot 0,115}} = 1,3 \text{ м}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров по ГОСТ 9617—61 принимается диаметр колонны $D=1,4$ м.

Объем паров иод нижней отгонной тарелкой рассчитывается по формуле:

$$V_{сек} = \frac{V_R 22,4(t_R + 273)0,1}{3600 \cdot 273 \cdot \pi_R} z$$

где z — коэффициент сжимаемости паров при температуре $t_R=118$ °С и давлении $\pi_R=3,83$ МПа.

Критические параметры равны:

$$T_{кр} = T_{кр2} y_2 R_2 + T_{кр3} y_3 R_3 + \dots + T_{кр7} y_7 R_7 = \\ 305,2 \cdot 0,0174 + 369,8 \cdot 0,6438 + 208 \cdot 0,1199 + 425 \cdot 0,1588 + 461 \cdot 0,0237 \\ + 470 \cdot 0,0367 = 396 \text{ К}$$

$$P_{кр} = P_{кр2} y_2 R_2 + P_{кр3} y_3 R_3 + \dots + P_{кр7} y_7 R_7 = \\ 4,71 \cdot 0,0174 + 4,13 \cdot 0,6438 + 3,53 \cdot 0,1199 + 3,68 \cdot 0,1588 + 3,24 \cdot 0,0237 \\ + 3,27 \cdot 0,0367 = 3,93 \text{ МПа}$$

Тогда

$$T_{пр} = \frac{T_R}{T_{кр}} = \frac{391}{396} = 0,99 \quad P_{пр} = \frac{P_R}{P_{кр}} = \frac{3,83}{3,93} = 0,975$$

Из графика $z(0,975; 0,99) = 0,4$.

Объем паров равен:

$$V_{сек} = \frac{1093 \cdot 22,4(118 + 273)0,1 \cdot 0,4}{3600 \cdot 273 \cdot 3,83} = 0,1 \text{ м}^3/\text{с}$$

Для определения максимально допустимой скорости паров под нижней от тонной тарелкой следует подготовить необходимые данные.

Поверхностное натяжение на границе «пар — жидкость» вычисляется по формуле Этвиша:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{M_R}{\rho_{ж}}\right)^{2/3}} (T_{кр} - T_R - 7)$$

где $\rho_{ж}$ — плотность остатка при температуре $t_R = 118 \text{ }^\circ\text{C}$, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$T_{кр}$ — критическая температура остатка, равная

$$T_{кр} = \sum_2^7 T_{КРi} x_{Ri} = 305,3 \cdot 0,006 + 369,8 \cdot 0,444 + 425 \cdot 0,237 + 408 \cdot 0,141 \\ + 460,8 \cdot 0,064 + 469,6 \cdot 0,108 = 421 \text{ К}$$

Плотность остатка по графику равна $\rho_{ж} = 515 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Тогда:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{53}{515}\right)^{2/3}} (421 - 391 - 7) = 2,22 \cdot 10^{-3} \text{ Н}/\text{м}$$

Из графика (рис. 3.4) найдем $C' = 0,67$.

Следовательно:

$$C = 0,09 \cdot 0,5 \cdot 0,67 = 0,03$$

Плотность паров орошения на выходе из кипятильника равна:

$$\rho_n = \frac{M_{VR} \pi_R 273}{22,4(t_R + 273)\pi_0} = \frac{49,4 \cdot 3,83 \cdot 273}{22,4 \cdot 391 \cdot 0,1} = 60 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Тогда:

$$\omega = 0,03 \sqrt{\frac{515 - 60}{60}} = 0,083 \text{ м}/\text{с}$$

Диаметр низа колонны составляет:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1}{3,14 \cdot 0,083}} = 1,24 \text{ м}$$

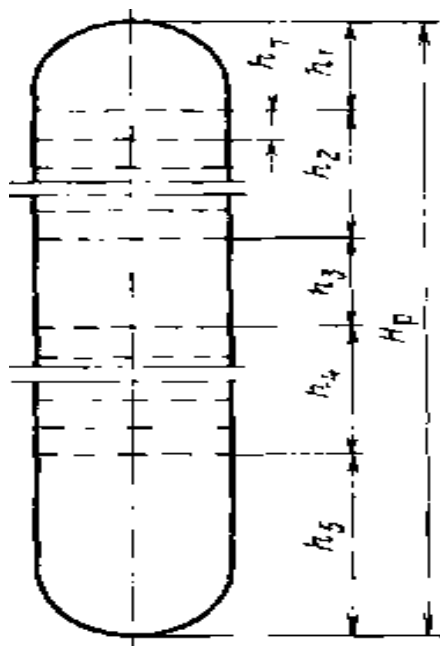
Расчетные диаметры колонны в ее верхнем и нижнем поперечных сечениях мало отличаются один от другого. Поэтому принимается диаметр колонны $D=1,4$ м.

8. Высота колонны.

На основании практических данных принимается: расстояние между верхним днищем колонны и ее верхней укрепляющей тарелкой $h_1=1,0$ м; высота секции питания (расстояние между нижней укрепляющей и верхней отгонной тарелками) $h_3= 1,5$ м; расстояние между нижним днищем и нижней отгонной тарелкой $h_5= 2,0$ м.

Тогда рабочая высота колонны будет равна (см. рис. 3.5):

Рис. 3.5. Схема для расчета рабочей высоты колонны.



$$H_p = h_1 + (N_{rp} - 1)h_t + h_3 + (N_{sp} - 1)h_r + h_5$$

$$= 1 + (7 - 1)5 + 1,5 + (13 - 1)5 + 2 = 13,5 \text{ м}$$

где $h_2=(N_{rp} - 1) h_t$ - высота, занятая укрепляющими тарелками, м;

$h_4 = (N_{sp} - 1)h_t$ -то же, отгонными.

Диаметры основных штуцеров колонны рассчитываются по обычным формулам гидравлики с последующими принятиями их по существующим нормам.

4. Безопасность жизнедеятельности и охрана труда

4.1. Организация службы техники безопасности

Техника безопасности – это комплекс мероприятий организационно-технического характера, которые направлены на создание безопасных условий труда на предприятии, позволяя снизить или исключить производственный травматизм. Для этого проверяют исправность действующего оборудования, защитных приспособлений к машинам, станкам, нагревательным установкам. Оптимизируют с целью безопасности условия работы, обеспечивая хорошую освещенность рабочих мест и производственных помещений, хорошую вентиляцию, своевременное удаление пыли и отходов производства, поддержание нормальной температуры в помещениях. Лицом, ответственным за выполнение условий безопасности труда на предприятии, проводится инструктаж по правилам техники безопасности на предприятии в целом и при работе с конкретным оборудованием, обучение персонала и проверка знаний о правилах безопасности.

Также охрана труда на предприятии включает в себя обеспечение персонала инструкциями по технике безопасности, оснащение рабочих мест плакатами и наглядными пособиями по работе с оборудованием и изображениями, визуализирующими наиболее опасные места на производстве и действия, предотвращающие производственный травматизм.

Для каждого производственного процесса должны быть разработаны технологические регламенты, согласованные и утвержденные в установленном Министерством порядке. Вопросы техники безопасности, отражаемые в технологических регламентах, должны соответствовать настоящим правилам и действующим нормативным документам, и положениям. Все производственные участки предприятия должны иметь инструкции по технике безопасности, обеспечивающие безопасность проведения всех работ на данном участке.

Инструкции по технике безопасности, разработанные на предприятии, подлежат пересмотру:

- не реже одного раза в три года;
- при изменении технологического процесса и условий работы;
- при авариях, взрывах и несчастных случаях с тяжелым исходом, происшедших на рабочих местах, на которые распространяется эта инструкция;
- при изменении руководящих документов, положенных в основу конструкций.

Инструкции по технике безопасности должны находиться в производственных помещениях, с ними должен быть ознакомлен обслуживающий персонал. Запрещается пуск в эксплуатацию новых, а также подвергшихся реконструкции установок без приема их комиссией с участием инженера по технике безопасности предприятия, технического инспектора профсоюза, представителей пожарного и санитарного надзора. Органы пожарного и санитарного надзора должны быть извещены об участии в

комиссии за три месяца до приема новых и реконструированных объектов. Запрещается производить какую-либо реконструкцию установки без предварительного согласования проекта реконструкции с проектной организацией.

При составлении дефектной ведомости на ремонт установки лица ответственные за состояние техники безопасности (главный инженер, главный механик и энергетик, заместитель главного инженера, начальника цеха и установки) обязаны предусмотреть проведение необходимых работ, связанных с техникой безопасности и пожарной безопасностью, и не принимать установку или агрегат до их окончания.

Чтобы снизить производственный травматизм, сотрудники также обязаны придерживаться определенных требований и правил поведения на рабочем месте, которые предусматривает техника безопасности:

- надевать спецодежду, которая должна быть в полном порядке, а также рабочую обувь;
- перед началом работы подготовить рабочее место, освободить его для работы, проверить освещенность и исправность оборудования;
- убедиться, что пол на рабочем месте в исправности, не скользит, и нет на полу посторонних предметов, об которые можно споткнуться;
- во время работы с конкретным видом оборудования пользоваться защитными приспособлениями – перчатками, очками, сетками и другими;
- не наклоняться близко к работающему оборудованию и пользоваться технологическими картами.

Основные правила безопасного ведения технологического процесса

Выполнение следующих правил безопасного ведения процесса, связанных с ним работ исключает возможность аварии, взрывы, пожары, травмирование людей, нарушение технологического режима.

Лица, допускаемые к производству, работ должны быть проинструктированы и обучены безопасным приемам работы, сдать экзамены и иметь при себе соответствующее удостоверение. При введении новых технологических процессов и методов труда, видов оборудования и механизмов, а также правил и инструкций, должен проводиться дополнительный инструктаж.

Не допускается загромождение и загрязнение производственных площадок, помещений, оборудования, проездов, дорог в местах где запрещен проезд транспорта должны быть вывешены предупредительные надписи и знаки, дренажные и канализационные колодцы должны быть надежно закрытыми или огражденными.

Систематически должны производиться осмотр и проверка производственного оборудования и своевременный его ремонт согласно графика ППР. Каждое действующее оборудование, аппараты, сосуды должны быть оснащены полным комплектом приспособлений, приборов, предусмотренных проектом или ГОСТом.

Не допускается работа производственного оборудования с нарушением параметров, установленных технологической картой или технологическими условиями и инструкциями.

Изменения в технологическую карту (регламент) разрешается вносить только после письменного указания главного инженера предприятия, причем они должны соответствовать рабочим параметрам, указанным в паспорте оборудования.

Эксплуатация трубопроводов, оборудования, аппаратов, сосудов при не герметичности фланцевых соединений или трещин по целому материалу - запрещается, также не допускается проведение на них любых ремонтных работ при их работе.

Производственные помещения должны быть обеспечены вентиляцией, создающей в зоне пребывания рабочих состояние воздушной среды, соответствующее санитарным нормам. Эффективность вентиляционных установок проверяется систематически, один раз в год. При вынужденной остановке вентиляционных установок должны быть приняты меры по обеспечению санитарного состояния воздушной среды, согласно санитарных норм СНИП.

В инструкциях по эксплуатации вентиляционных установок перечисляются особые указания о мерах, принимаемых персоналом при внезапной загазованности или возникновении пожара.

Во избежание распространения пожара в сети промливневой канализации во время возгорания нефтепродуктов или пожара на производственной площадке, на канализационных сетях промстоков и производственно-ливневых стоках устанавливаются гидрозатворы.

Объекты энергоснабжения должны обслуживаться электротехническим персоналом, имеющим соответствующую группу допуска. Напряжение на электрооборудование должно подаваться и сниматься дежурным электро-персоналом по указанию ответственного за эксплуатацию этого оборудования или старшего по смене. При возникновении пожара на электрооборудовании напряжение должно быть немедленно снято.

Отогревание оборудования и трубопроводов в зимнее время может производиться только паром или горячей водой.

Предохранительная арматура на аппаратах должна соответствовать предъявленным требованиям "Правил устройства и безопасной эксплуатации аппаратов, работающих под давлением".

Пуск и работа установки с неисправной системой пожаротушения запрещается.

Все сооружения установок, в зависимости от категории, должны быть надежно заземлены при помощи заземляющих устройств от прямых ударов, вторичных проявлений молнии и статического электричества.

Оборудование, подлежащее вскрытию и ремонту, должно быть выведено из работы, освобождено от продукта, оглушено, пропарено, промыто водой и проветрено. Все подводящие трубопроводы к

ремонтируемому оборудованию должны быть оглушены. Промывка водой неостывшего оборудования недопустимо. Производство работ на отключенном оборудовании и трубопроводе, разрешается только по получению анализа газовоздушной смеси. Работы по очистке оборудования аппаратов, сосудов от шлама должны производиться только в шланговых противогазах с дублером бригадой не менее 2-х человек. Для внутреннего освещения аппарата, сосуда должны применяться светильники во взрывозащищенном исполнении, с напряжением не выше 12В.

Запрещается допуск к газоопасным работам лиц, не обученных безопасным приемам ведения работ, способам оказания первой доврачебной помощи пострадавшим. Газоопасные работы должны выполняться только при наличии наряд-допуска и в присутствии ответственного за проведение газоопасных работ.

Необходимо вести постоянный контроль за состоянием газовоздушной среды, немедленно прекратить работу при загазованности выше допустимой концентрации.

Перед допуском к работе по обслуживанию блоков реагента-деэмульгатора обслуживающий персонал должен быть проинструктирован и ознакомлен с инструкциями безопасности труда. Работы, связанные с химреагентом, должны производиться строго в спецодежде, защищающей тело, руки, ноги.

4.2. Обеспечение пожарной безопасности установок

Для обеспечения пожарной безопасности установок выполняются следующие мероприятия:

1. Разрывы между зданиями, сооружениями и аппаратурой выбирают, исходя из требований противопожарных норм ВНТП-28—79 (ранее ПТУСП-02—62).

2. Сооружения и здания на территории выполняются I или II степени огнестойкости.

3. Наиболее подвергающиеся при пожаре действию огня металлоконструкции, «юбки» колонн и кабельные прокладки оборудуются соответствующей теплоизоляцией с пределом огнестойкости 0,75—2,0 ч.

4. Для исключения разлива нефтепродуктов в насосных и на постаментах устраивается поребрик высотой 140—150 мм.

5. Сбросы от аппаратов с взрывоопасной, горючей и токсичной средой направляются на факел через закрытую емкость.

6. Дренаж аппаратов и трубопроводов осуществляется в закрытую систему.

7. На воздушниках открытых емкостей с горючими и легковоспламеняющимися жидкостями устанавливаются огнепреградители.

8. Для тушения пожаров предусматриваются стационарные и полустационарные средства пено- и паротушения, лафетные стволы и кольца водяного орошения.

Безопасная работа установки зависит от квалификации, надлежащего контроля со стороны персонала, а также от строгого соблюдения требований и правил техники безопасности, пожарной безопасности, правил Госгортехнадзора и строгого соблюдения технологического режима в соответствии с технологической картой.

Боевые действия пожарных подразделений по тушению пожара в резервуарном парке (резервуаре) хранения нефти и нефтепродуктов должны быть организованы с учетом сложившейся установки, рекомендаций и указаний оперативного плана тушения пожара на данном объекте (НПБ 105-95).

При этом руководитель тушения пожаров (РТП) в первую очередь обязан:

- провести разведку пожара;
- немедленно организовать требуемое охлаждение горящего в соседних с ним резервуаров;
- организовать подготовку пенной атаки;
- создать на месте пожара оперативный штаб тушения пожара с обязательным включением в его состав представителей администрации и инженерно-технического персонала объекта;

-лично и с помощью специально назначенных работников объекта и пожарной охраны принять меры к соблюдению необходимых требований техники безопасности (ППБ-01-93).

РТП из лиц начсостава пожарной охраны назначает начальника, ответственных за охлаждение горящего и соседних резервуаров, за подготовку пенной атаки, за соблюдение техники безопасности. При необходимости в помощь указанным лицам назначаются 1-2 помощника.

Одновременно через представителей администрации в составе штаба или лично руководителю объекта РТП ставит задачи, которые должны быть выполнены рабочими и инженерно-техническим персоналом предприятия. РТП лично контролирует ход подготовки пенной атаки, определяет места установки пеноподъемников, проверяет правильность расчетных данных на проведение пенной атаки.

Расчет расхода воды на внутреннее тушение пожара

Необходимо определить расход воды на тушение пожара в здании объемом менее 25 тыс. м³.

Определяем расход воды на внутренне пожаротушение Q_v , литров, из выражения:

$$Q_v = n_c q_c t_{пж}$$

где необходимое число струй $n_c = 1$ и расход воды в одной струе $q_c = 2,5$ л/с приняты по таблице 4.1

Таблица 4.1. Нормы расхода воды на внутреннее тушение пожара

Назначение зданий	Объем зданий, тыс. м ³	Число струй n_c	Расход воды одной струей q_c , л/с
Производственные	Любой	2	2,5
Общественные и вспомогательные	>25	2	2,5
То же	< 25	1	2,5

Задаемся временем тушения пожара $t_{пж} = 360$ с: $Q_v = 1 \cdot 2,5 \cdot 360 = 900$ л

Расход воды на тушение пожара составляет 900 литров, что отвечает требованиям.

4.3. Организация гражданской защиты на нефтеперерабатывающих предприятиях

Объем и характер защитных мероприятий определяются особенностями отдельных объектов, а также вероятной обстановки, которая может сложиться в результате, химического, бактериологического (биологического) и других видов заражения. Защита работников предприятия при возникновении чрезвычайных ситуаций в условиях мирного и военного времени организуется и осуществляется в соответствии с определенными принципами, основными из которых являются:

1. Постоянное руководство проведением мероприятий по защите работников со стороны руководства предприятия.
2. Мероприятия по защите работников планируются заблаговременно.
3. Мероприятия планируются и осуществляются в комплексе с планами экономического и социального развития республики, области, города и объекта народного хозяйства.

Под режимом защиты понимается комплекс применения средств и способов защиты людей, предусматривающий максимальное уменьшение возможных случаев заражения, отравления либо облучения людей и наиболее целесообразные их действия в зоне поражения.

Способами защиты являются:

1. своевременное оповещение работников;
2. мероприятия противорадиационной и противохимической защиты;
3. укрытие в защитных сооружениях;
4. использование средств индивидуальной защиты;
5. проведение эвакуационных мероприятий (рассредоточения и эвакуации населения из городов в загородную зону).

Для защиты жизни и здоровья работников и населения в ЧС следует применять следующие основные мероприятия гражданской обороны:

- укрытие людей в приспособленных под нужды защиты населения помещениях производственных, общественных и жилых зданий, а также в специальных защитных сооружениях;
- эвакуацию населения из зон ЧС;
- использование средств индивидуальной защиты органов дыхания и кожных покровов;
- проведение мероприятий медицинской защиты;
- проведение аварийно-спасательных и других неотложных работ в зонах ЧС.

Укрытие населения в приспособленных помещениях и в специальных защитных сооружениях следует проводить по месту постоянного проживания или временного нахождения людей непосредственно во время действия поражающих факторов источников ЧС, а также при угрозе их возникновения.

4.4. Отходы предприятий нефтегазовой промышленности и проблемы их эффективного использования

Проблема уменьшения вредного влияния производств нефтегазового комплекса на окружающую среду выявляется законодательством всех цивилизованных стран. Существенный вклад в негативное воздействие на окружающую среду вносят процессы образования отходов производства нефтегазовой отрасли. На предприятиях нефтегазовой отрасли образуется большое количество отходов основных и вспомогательных производственных процессов.

Основными видами технологических отходов на добывающих и эксплуатационных скважинах является буровой шлам, нефтешламы, отработанный мастильный материал; на объектах добычи нефти, газа и конденсата – нефтешламы, парафиновая пробка и отработанные масла; на объектах трубопроводного транспорта нефти и газа – нефтешламы, кристаллогидратная пробка, отработанные масляные фильтры и твердые фильтрационные материалы. На объектах хранения нефтепродуктов (в товарных парках и на нефтебазах) отходами производства являются нефтешламы; на объектах переработки нефти и газа - нефтешламы, кислый гудрон, отработанные катализаторы, отработанные адсорбенты, шлам регенерации масел, продукты очистки технологического оборудования, продукты очистки емкостей, отработанные осушители газов, отработанные молекулярные сита; машиностроительных предприятий отрасли – отходы цветных и черных металлов, формовочные смеси отработанные, абразивы, фенопластовый облой, отходы краски, гальванический шлам и т.д.

Наличие отходов вынуждает нести дополнительные затраты, что безусловно ухудшает экономические показатели производства. Кардинальное решение проблемы – малоотходные, или совсем безотходные процессы. Без такой целенаправленной работы мы обречены постоянно бороться с накоплением экологически небезопасных отходов прямо связанных с расширением производства. Проблему можно разделить на две: что делать с уже накопленными отходами и что необходимо для того, чтобы количество отходов было минимальным.

После введения в действие международных стандартов ДСТУ ISO 14001 и ДСТУ ISO 14004 решение вопросов по организации производственной деятельности предприятий в области минимизации образования и накопления производственных отходов должно выполняться в соответствии с их требованиями, связанными с уменьшением образования и накопления отходов и их отрицательного воздействия на окружающую среду, их сбором, транспортировкой, сохранением, обработкой, утилизацией, удалением, обезвреживанием и захоронением.

Одной из самых эффективных возможностей для предотвращения и минимизации образования отходов является внедрение передовых технологий производства, позволяющих увеличить глубину переработки сырья. За последние десять лет в развитых странах Европы большое значение

придают глубине переработки первичных ресурсов на перерабатывающих газ и нефть предприятиях. Это дает возможность значительно увеличить производство дефицитных ценных энергоносителей – светлых нефтепродуктов.

Для внедрения системы управления промышленными отходами (СУПО) не требуется дополнительных законодательных актов, привлечения значительных затрат и увеличения управленческого персонала, т. к. она является неотъемлемой частью общей системы управления предприятием и формируется на базе его организационной структуры.

СУПО на уровне предприятия включает документальные средства внутреннего пользования, на основе которых обеспечивается:

- интеграция управления образованием отходов и обращения с ними в общую систему управления предприятием;
- постановка на учет отходов, объектов их образования, утилизации и удаления;
- нормирование образования отходов;
- организация первичного производственного учета и текущего контроля образования отходов и обращения с ними;
- создание информационно-аналитической базы данных о результатах реализации технической и экологической политики в области образования отходов и обращения с ними.

ВЫВОД

В данной выпускной квалификационной дипломной работе рассмотрена сырьевая база и основные направления развития газоперерабатывающей промышленности Узбекистана. Приведены общие сведения и свойства попутного нефтяного газа, а также физические основы процессов отделения от нефти попутного газа и его подготовки к использованию. Изучены методы отбензинивания попутного газа.

Растущий спрос на продукцию газохимической отрасли стимулирует Узбекистан сокращать долю сжигаемого попутного нефтяного газа в нефтяных месторождениях и наращивать объемы его переработки. За последние годы объем сжигаемого ПНГ удалось сократить на 3,5 миллиарда кубометров за счет строительства дожимных компрессорных станций и систем сбора ПНГ. Потребность в продуктах полимеризации подстегивает нефтехимические предприятия больше использовать продукты переработки ПНГ.

В технологической части описан анализ технологии низкотемпературной конденсации и низкотемпературной ректификации углеводородных газов. Рассмотрены технологии абсорбционного способа отбензинивания углеводородных газов и модульная установка отбензинивания природного и попутного нефтяного газа.

В расчётной части произведён расчёт этановой ректификационной колонны для отбензинивания попутного нефтяного газа.

В части безопасности жизнедеятельности и охрана окружающей среды дано описание организации службы техники безопасности, обеспечение пожарной безопасности установок и организация гражданской защиты на нефтеперерабатывающих предприятиях

Учитывая вышеизложенное считаю, что тема моей дипломной работы является перспективной и актуальной на сегодняшний день.

Список используемой литературы:

1. Приказ Президента Республики Узбекистан Ш.М.Мирзиёева «Стратегия действий по пяти приоритетным направлениям развития республики узбекистан в 2017-2021 годах». (газета “Народное слово”, 2017 год, 8 февраля)
2. Г.В. Тараканов, А.К. Мановян Основы технологии переработки природного газа и конденсата: учеб. пособие/; Изд-во под ред. Г.В. Тараканова; Астрахан. гос. техн. ун-т. – Изд. 2-е, перераб. и доп. – Астрахань: АГТУ, 2010. – 192 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» Под ред. И.В. Семеновой-М.: ФИЗМАТЛИТ, 2002. -336с ISBN + 5-9221-0246-X.
5. В.Е. Агабеков, В.К. Косяков «Нефть и газ технологии и продукты переработки» Минск «Беларуская наука» 2011
6. В.И. Мурин, Н.Н. Кисленко, Ю.В. Сурков. «Технология переработки природного газа и конденсата»,2002 Оформление. ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002.
7. Уильям Леффлер, Переработка нефти. М., ЗАО «Олимп – Бизнес», 2004, 224 с.
8. 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.
9. Н.Н.Махмудов, Т.Р. Йулдошев, Б.Ш. Акрамов. Конларда нефт ва газни тайёрлаш технологияси, 2015, 304 б.
10. В.И.Бондарь. Коррозия и защита материалов. Учеб. Пособие. Мариуполь: ПГТУ, 2009. – 126с.
11. А.И.Скобло, Ю.К.Молоканов, А.И.Владимиров, В.А.Щелкунов. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: ООО "Недра- Бизнесцентр", 2000. - 677 с: ил.
12. С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие. Под ред. С. А. Ахметова. — СПб. Недра, 2006. — 868 с.; ил.
13. В. Смидович «Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородов», М., Химия, 2000, 327 стр.
14. Тимофеев В.С., Серафимов В.А., Тимошенко А.В. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза. Учебное пособие - М.: «Высшая школа», 2010. -408с.
15. www.ung.uz
16. www.e-lib.qmii.uz
17. www.neft-gaz.ru
18. www.ngv.ru

19. www.oil-gas.ru