

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Тюменский государственный нефтегазовый университет»

А. Л. Савченков

ПЕРВИЧНАЯ ПЕРЕРАБОТКА НЕФТИ И ГАЗА

*Рекомендовано УМО РАЕ по классическому
университетскому и техническому образованию
в качестве учебного пособия для студентов высших
учебных заведений, обучающихся по направлению
подготовки: 18.03.01 (240100) – «Химическая технология»*

Тюмень
ТюмГНГУ
2014

УДК 665.63(075.8)
ББК 35.514я73
С 137

Рецензенты:

кандидат химических наук, доцент Н. М. Хлынова
кандидат технических наук, доцент Г. Н. Шигабаева

Савченков, А. Л.

С 137 Первичная переработка нефти и газа : учебное пособие /
А. Л. Савченков. — Тюмень : ТюмГНГУ, 2014. — 128 с.
ISBN 978-5-9961-0958-6

В учебном пособии рассмотрена технология первичной переработки нефти на нефтеперерабатывающих заводах и технология переработки попутного нефтяного газа на газоперерабатывающих заводах.

Пособие предназначено для студентов, обучающихся по направлению «Химическая технология».

УДК 665.63(075.8)
ББК 35.514я73

ISBN 978-5-9961-0958-6

© Федеральное государственное
бюджетное образовательное
учреждение высшего
профессионального образования
«Тюменский государственный
нефтегазовый университет», 2014

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	5
1. Первичная переработка нефти.....	5
1.1. Направления переработки нефти.....	5
1.2. Подготовка нефти к переработке	7
1.3. Методы и процессы переработки нефти.....	9
1.4. Общие сведения о перегонке	11
1.5. Фракционный состав нефти	12
1.6. Основы процесса перегонки нефти	16
1.7. Особенности перегонки нефтяного сырья.....	21
1.8. Выбор давления и температуры	22
1.9. Способы создания орошения в колонне	23
1.10. Способы подвода тепла в низ колонны	26
1.11. Классификация установок первичной переработки нефти	28
1.12. Установки атмосферной перегонки нефти (АТ).....	29
1.13. Установки вакуумной перегонки мазута (ВТ)	36
1.13.1. Перегонка мазута по топливному направлению.....	36
1.13.2. Перегонка мазута по масляному направлению.....	39
1.13.3. Создание вакуума в колоннах.....	44
1.14. Вторичная перегонка бензина.....	49
1.15. Комбинированная установка перегонки нефти (АВТ).....	55
2. Переработка газа	58
2.1. Направления и продукция переработки газа.....	58
2.2. Очистка газа от кислых компонентов	63
2.2.1. Химическая абсорбция	64
2.2.2. Физическая абсорбция.....	69
2.2.3. Комбинированная абсорбция.....	71
2.2.4. Адсорбция	72
2.3. Производство серы из сероводородсодержащих газов.....	76
2.4. Осушка газа.....	79
2.4.1. Общие положения	79
2.4.2. Ингибирование гидратообразования	81
2.4.3. Осушка газа абсорбцией.....	82
2.4.4. Осушка газа адсорбцией.....	85
2.5. Отбензинивание газа.....	90
2.5.1. Компрессионный метод.....	91
2.5.2. Способы получения умеренного и глубокого холода....	93
2.5.2.1. Получение умеренного холода	94
2.5.2.2. Получение глубокого холода.....	96

2.5.3. Низкотемпературная конденсация	100
2.5.3.1. Одноступенчатая низкотемпературная конденсация с внешним холодильным циклом...	102
2.5.3.2. Двухступенчатая низкотемпературная конденсация с комбинированным холодильным циклом	103
2.5.4. Низкотемпературная ректификация.....	106
2.5.5. Абсорбция	109
2.5.6. Адсорбция	114
2.6. Газофракционирование	119
Список рекомендуемой литературы	126

ВВЕДЕНИЕ

Дисциплина «Первичная переработка нефти и газа» относится к одной из профилирующих дисциплин по направлению подготовки «Химическая технология». Знания по данной дисциплине необходимы студентам для успешного усвоения таких дисциплин, как «Нефтепродукты и продукты нефтехимии», «Химическая технология переработки нефти и газа», «Химия и технология органических веществ», а также для прохождения производственной практики. В результате изучения дисциплины студент должен:

Знать:

- технологию переработки нефти и попутного нефтяного газа на НПЗ и ГПЗ;
- принцип работы основного оборудования для первичной переработки нефти и газа;
- условное изображение оборудования и способы построения технологических схем установок;

Уметь:

- выполнять и читать технологические схемы установок первичной переработки нефти и газа;
- выбирать оптимальную технологическую схему производства;
- рассчитывать материальный и тепловой балансы, основные технологические параметры оборудования;

Владеть:

- методами определения оптимальных и рациональных технологических параметров работы установок первичной переработки нефти и газа;
- методами технологического расчёта установок атмосферной перегонки нефти.

К первичной переработке нефти относятся процессы атмосферной перегонки нефти и вакуумной перегонки мазута. Их назначение состоит в разделении нефти на фракции для последующей переработки или использования как товарных нефтепродуктов. Эти процессы рассматриваются в первой части. Вторая часть дисциплины посвящена технологии переработки попутного нефтяного газа на газоперерабатывающих заводах.

1. ПЕРВИЧНАЯ ПЕРЕРАБОТКА НЕФТИ

1.1. Направления переработки нефти

Нефтеперерабатывающая промышленность – это отрасль тяжёлой промышленности, охватывающая переработку нефти, газового конденсата и производство товарных нефтепродуктов, нефтехимического сырья и товаров народного потребления.

Промышленная переработка нефти или газового конденсата на нефтеперерабатывающем заводе (НПЗ) осуществляется путем сложной многоступенчатой физической и химической переработки на отдельных или комбинированных технологических установках.

Существует три основных направления переработки нефти: топливное, топливно-масляное и топливно-нефтехимическое (рис. 1.1).

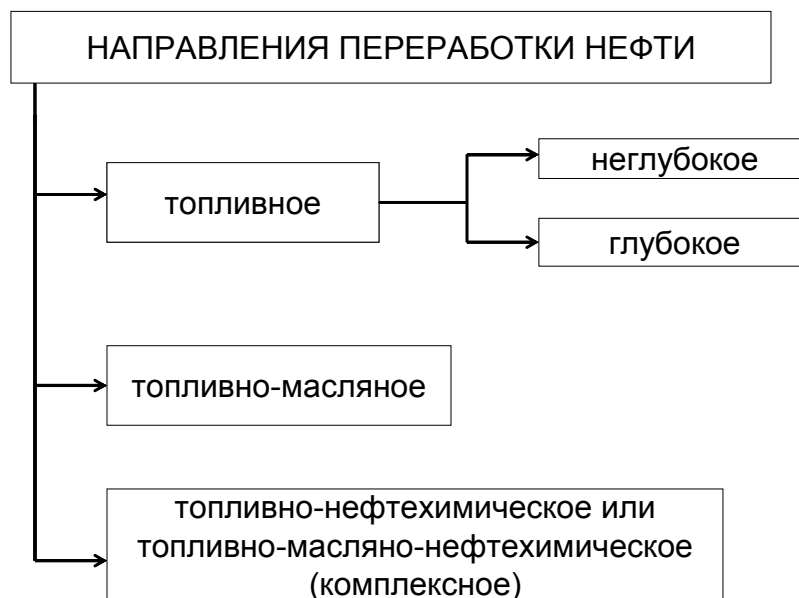


Рис.1.1. Направления переработки нефти

Топливное направление может быть глубоким и неглубоким. При топливной неглубокой переработке получают минимальное количество нефтепродуктов - только моторные и котельные топлива (бензин, керосин, дизельное топливо и мазут или только бензин, дизтопливо и мазут). Выход моторных топлив составляет не более 55...60%, мазута 30...35%.

При топливной глубокой переработке получают максимально возможное количество моторных топлив путём более глубокой термической и термokatалитической переработки мазута и гудрона, а также углеводородных газов. Выход котельного топлива сводится к минимуму. Глубина переработки нефти достигает 90% и выше.

При топливно-масляной переработке кроме моторных топлив из нефти получают различные сорта технических смазочных минеральных масел.

При топливно-нефтехимической переработке из нефти кроме моторных топлив и масел получают сырьё нефтехимии. К сырью нефтехимического синтеза относят пять главных групп исходных веществ:

- 1) парафиновые углеводороды: газообразные (метан, этан, пропан, изобутан, н-бутан), жидкие (от C_5H_{12} до $C_{15}H_{32}$) и твёрдые (от $C_{16}H_{32}$ и выше);
- 2) ароматические углеводороды: бензол, толуол, ксилолы, нафталин;
- 3) олефины: этилен, пропилен, бутилен, изобутилен, пентен;

- 4) ацетилен;
- 5) синтез-газ: смесь CO и H₂.

Из этих пяти групп исходных веществ и синтезируют многие тысячи других соединений. Эти процессы синтеза охватывает дисциплина «Химия и технология органических веществ».

На НПЗ по топливно-нефтехимическому направлению могут получать иногда и товарную продукцию нефтехимического синтеза.

Выбор направления переработки нефти обуславливается химическим и фракционным составом нефти, а также технико-экономическим обоснованием в потребностях данного региона в тех или иных нефтепродуктах. Предварительную оценку потенциальных возможностей нефти можно сделать по её технологической классификации. Но для определения набора технологических процессов, ассортимента и качества нефтепродуктов, для составления материальных балансов установок проводят тщательные исследования по установлению всех показателей качества нефти, её фракций. Результаты этих исследований представляют в виде кривых истинных температур кипения (ИТК), плотности, молярной массы, содержания серы, температуры застывания, вязкости от фракционного состава нефти.

1.2. Подготовка нефти к переработке

На НПЗ нефть поступает с промыслов по магистральному нефтепроводу. На промысле нефть подвергают подготовке до требований ГОСТ к товарной нефти. Подготовка нефти на промысле заключается в удалении пластовой воды, хлоридов щёлочноземельных металлов, попутного нефтяного газа и механических примесей. Все эти процессы охватывает дисциплина «Технология промысловой подготовки нефти».

Сначала нефть поступает в сырьевой парк НПЗ, который состоит из резервуаров типа РВС. После чего нефть подвергают химическому анализу. К переработке допускаются нефти с содержанием воды не более 0,1% масс. и хлористых солей – не более 5 мг/л. Если эти требования не выполняются, нефть в обязательном порядке подвергается обессоливанию и обезвоживанию на электрообессоливающей установке (ЭЛОУ).

Требования к нефти по содержанию воды и особенно хлоридов более жёсткие на НПЗ по сравнению с требованиями на промысле. Это связано с использованием значительно более дорогостоящего оборудования (колонн, теплообменников, рибойлеров и т.д.). Так, снижение содержания солей с 20 до 5 мг/л даёт значительную экономию: примерно вдвое увеличивается межремонтный пробег атмосферно-вакуумных установок, сокращается расход топлива, уменьшается коррозия аппаратуры, снижаются расходы катализаторов, улучшается качество газотурбинных и котельных топлив, коксов и битумов.

Установки ЭЛОУ могут быть одно- и двухступенчатыми (соответственно с одним или двумя электродегидраторами). Двухступенчатые установки используют для снижения расхода пресной воды при промывке нефти. Технологическая схема двухступенчатой установки ЭЛОУ приведена на рис. 1.2.

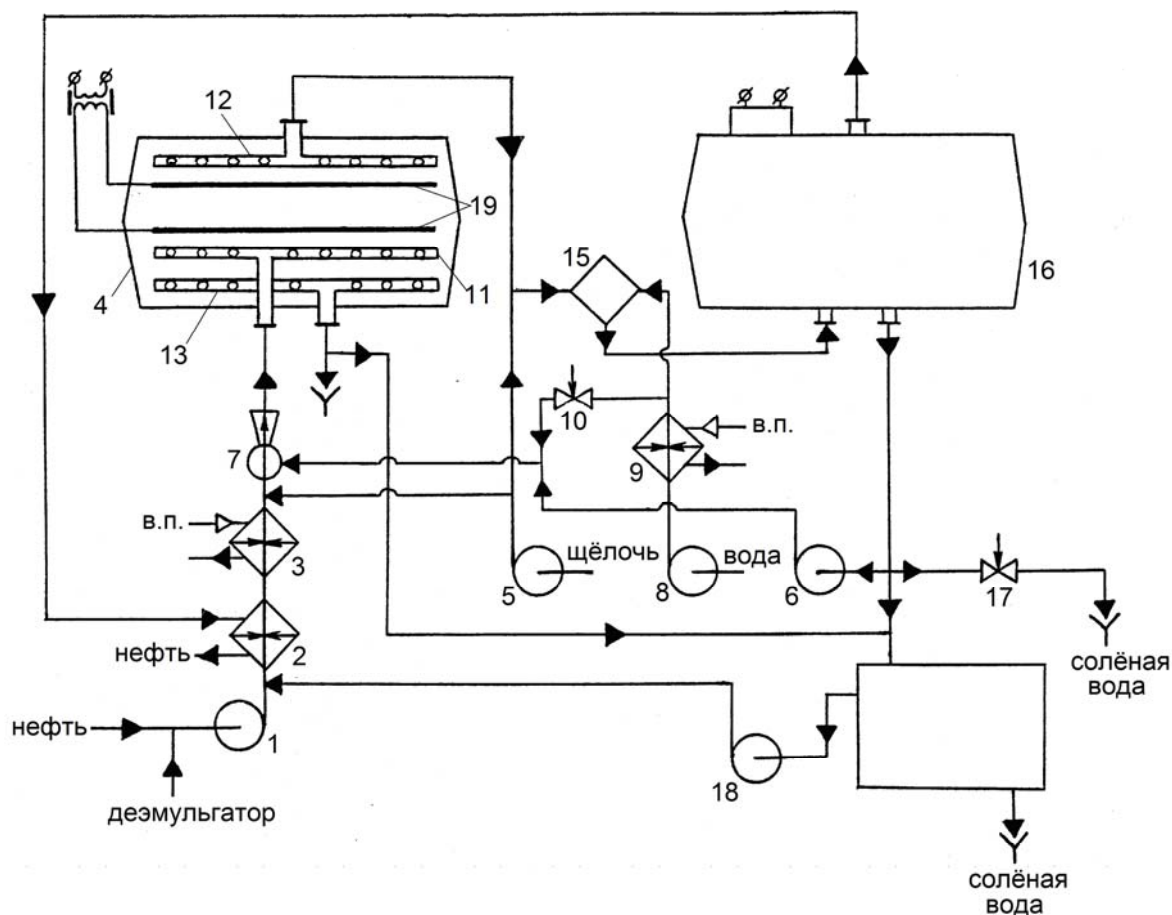


Рис. 1.2. Технологическая схема установки ЭЛОУ

Нефть насосом 1 прокачивается через ряд теплообменников 2, паровых подогревателей 3 и с температурой 110...120°C поступает в горизонтальный электродегидратор первой ступени 4. Перед насосом 1 в нефть вводится деэмульгатор, после подогревателей 3 – раствор щёлочи (или соды) насосом 5. Кроме этого, в нефть насосом 6 вводится солёная вода из электродегидратора второй ступени 16.

Смешение нефти с водой и щёлочью происходит в инжекторном смесителе 7. При необходимости предусмотрена подача пресной нагретой до 80...90°C воды насосом 8 через паровой подогреватель 9 и регулирующий вентиль 10.

Щёлочь вводится в нефть для подавления сероводородной коррозии и нейтрализации кислот, попадающих в нефть при кислотной обработке

скважин. Ввод воды необходим для растворения взвешенных кристаллов солей. Промывка нефти солёной водой со второй ступени позволяет снизить расход чистой пресной воды.

Нефть поступает в электродегидратор 4 через коллектор 11. Обессоленная нефть выводится сверху через коллектор 12. Отстоявшаяся вода с растворёнными солями через коллектор 13 отводится с установки или, в случае нарушения процесса отстоя в электродегидраторе, в дополнительный отстойник 14.

Из электродегидратора первой ступени нефть поступает в смеситель 15, где она промывается только пресной нагретой водой, после чего нефть направляется в электродегидратор второй ступени 16.

Обессоленная и обезвоженная нефть с верха второго электродегидратора отводится с установки через теплообменники 2, где она отдаёт своё тепло входящей на установку нефти. Солёная вода из второго электродегидратора отводится с установки через регулирующий вентиль 17 или в дополнительный отстойник 14.

Отстоявшаяся в отстойнике 14 нефть отводится насосом 18 на смешение с сырьём установки.

На данной установке на первой ступени из нефти удаляется 95...98% солей и 75...80% солёной воды, на второй ступени удаляется более 90% оставшихся солей и 60...65% оставшейся воды. Электродегидраторы работают под давлением 1,0...1,8 МПа во избежание испарения воды и лёгких нефтяных фракций, так как температура нефти составляет 110...160°C. Напряжение между электродами 19 находится пределах 22...44 кВ.

1.3. Методы и процессы переработки нефти

В самом общем случае различают первичные и вторичные методы переработки нефти.

Первичные методы – это процессы разделения нефти на фракции, не приводящие к каким-либо химическим превращениям углеводородов.

Вторичные методы – это методы деструктивной переработки нефти путём термического и каталитического воздействия, т.е. процессы, приводящие к изменению химического состава продуктов переработки. Вторичные методы позволяют получать больше нефтепродуктов заданного качества, чем при первичных методах. Ко вторичным методам относятся также процессы очистки нефтепродуктов.

Все процессы переработки нефти и газа делятся на две группы: физические и химические (рис. 1.3).



Рис. 1.3. Классификация процессов переработки нефти

Физические процессы предназначены для разделения нефти на составляющие компоненты без химических превращений. Это процессы обезвоживания и обессоливания нефти, атмосферная перегонка нефти, вакуумная перегонка мазута, почти все процессы переработки попутного нефтяного газа на газоперерабатывающих заводах (ГПЗ), процессы комплексной подготовки природного газа на промыслах. К физическим процессам относятся также процессы депарафинизации, экстракции, деасфальтизации и другие.

Химические процессы предназначены для получения новых веществ, не содержащихся в исходном сырье. Эти процессы основаны на различных химических реакциях и подразделяются:

- 1) по типу протекающих реакций – деструктивные, гидрогенизационные и окислительные процессы;
- 2) по способу активации химических реакций – термические и термокаталитические процессы.

Деструктивные процессы – это процессы, в которых происходит расщепление углеводородов на более низкомолекулярные соединения, а также уплотнение углеводородов с образованием высокомолекулярных соединений. К деструктивным каталитическим процессам относятся каталитический крекинг, каталитическая полимеризация, алкилирование. К деструктивным термическим процессам относятся термический крекинг, пиролиз, коксование.

Гидрогенизационные процессы – это процессы, протекающие в среде водорода, подаваемого извне или образующегося в самом процессе. К гидрогенизационным каталитическим процессам относятся гидроочистка,

гидрокрекинг, гидрокаталитический риформинг, гидроизомеризация, гидродепарафинизация, гидродеароматизация. К гидрогенизационным термическим процессам относятся гидропиролиз, гидровисбрекинг, донорно-сольвентный крекинг.

Окислительные процессы – это процессы, которые протекают с участием окислителей, таких как кислород воздуха, водяной пар, диоксид углерода, оксиды серы и др. К окислительным каталитическим процессам относятся производство серы из сероводорода, производство водорода и синтез-газа, демеркаптанизация. К окислительным термическим процессам относятся производство битума, производство пека, газификация кокса.

Самым первым технологическим процессом на НПЗ является перегонка нефти на фракции.

1.4. Общие сведения о перегонке

Перегонка (дистилляция) – процесс разделения жидких или газообразных смесей на фракции. Различают простую и сложную перегонку (рис. 1.4).

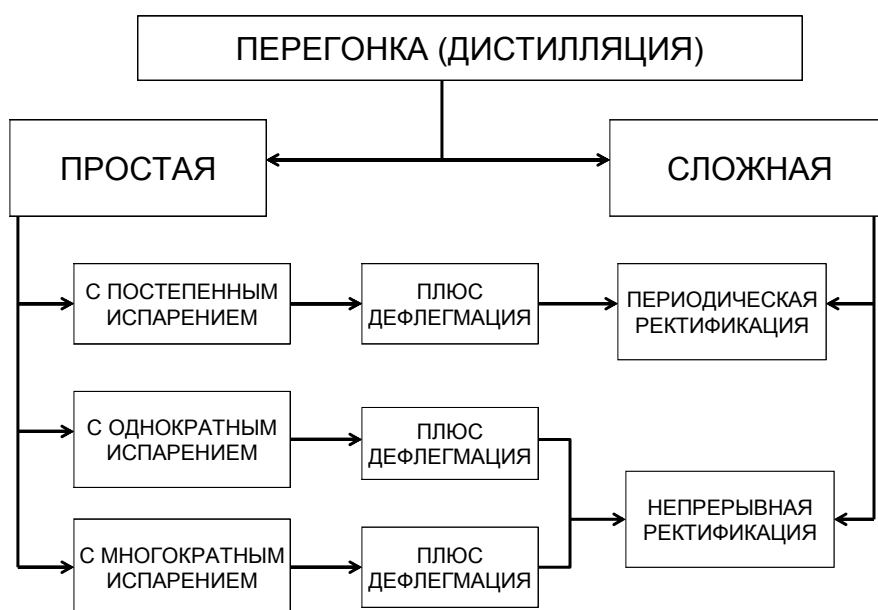


Рис. 1.4. Виды перегонки

Простая перегонка делится на перегонку с постепенным испарением, с однократным испарением и с многократным испарением.

Простая перегонка с постепенным испарением – это разовый плавный нагрев нефти от начальной до конечной температуры с непрерывным от-

водом образующихся паров. Это периодический процесс и применяется в лабораторных условиях для анализа состава нефти.

Простая перегонка с однократным испарением – это нагрев нефти до заданной температуры, при которой образовавшиеся пары однократно отделяются от оставшейся жидкой части. Эту перегонку уже применяют для непрерывных процессов.

Простая перегонка с многократным испарением – два и более повторяющихся процесса с однократным испарением, осуществляющихся с повышением температуры или с понижением давления на каждой ступени, и на каждой ступени происходит отделение образующихся паров. Эту перегонку также применяют для непрерывных процессов.

Сложная перегонка – это простая перегонка с дефлегмацией. При дефлегмации образующиеся пары конденсируют и подают навстречу поднимающемуся потоку паров, что приводит к более чёткому разделению нефти. Сложная перегонка делится на периодическую и непрерывную ректификацию.

Непрерывная ректификация – простая перегонка с однократным или многократным испарением и с дефлегмацией. Она и осуществляется для перегонки нефти на НПЗ под такими названиями, как первичная перегонка нефти, вакуумная перегонка мазута, вторичная перегонка бензина, газофракционирование и т.д.

Периодическая ректификация – это простая перегонка с постепенным испарением и дефлегмацией. Она применяется только для периодических процессов в лабораторных условиях для анализа состава нефти.

1.5. Фракционный состав нефти

Так как нефть представляет собой очень сложную смесь тысяч соединений, поэтому разделять её на индивидуальные соединения при переработке очень дорого и нецелесообразно. Нефть при перегонке разделяют на фракции, которые являются менее сложной смесью соединений.

Разделение нефти на фракции и есть первичная переработка нефти. В зависимости от варианта переработки нефти могут получать различное количество и ассортимент фракций. Количественный выход фракции зависит от химического состава нефти.

Нефтяные фракции содержат большое количество соединений с разной молярной массой и температурой кипения. Поэтому нефтяные фракции выкипают в определенном интервале температур, и обозначаются двумя числами – температурой начала кипения (н.к.) и температурой конца кипения (к.к.). Например, фракция 28-180°C показывает, что в её составе находятся соединения нефти, выкипающие этом интервале температур.

При первичной переработке нефти могут получать следующие фракции (рис. 1.5). Основное правило перегонки – конец кипения фракции является началом кипения следующей, более тяжёлой фракции.



Рис. 1.5. Ассортимент фракций при первичной переработке нефти

1) *Углеводородный газ* до перегонки находится в нефти в растворённом состоянии, которые остаются в нефти после промышленной подготовки (в пределах 0,5...1,5%). Это газообразные парафиновые углеводороды, в основном пропан и бутан, а также немного метана, этана, сероводорода.

Эти газы являются сырьём газофракционирующих установок (ГФУ), где получают фракции индивидуальных парафиновых углеводородов, а также сжиженный газ (пропан и бутан). Пропан широко используется как хладагент и как сырьё для получения пропилена дегидрированием или пиролизом. Бутан применяется для получения бутадиена и бутилена. Изобутан применяется для получения изобутилена. Сжиженный газ применяется как бытовое топливо. Кроме этого, бутан применяется также как компонент автомобильных бензинов.

2) *Бензиновая фракция* – это фракция 28-140°C или 28-180°C. Первый жидкий углеводород, который находится в нефти – это изопентан с температурой кипения 28°C. Поэтому температура начала кипения первой жидкой фракции соответствует температуре кипения изопентана. Можно также обозначать бензиновую фракцию как н.к.-140°C или н.к.-180°C.

Выход бензиновой фракции находится в пределах 15...20% масс. Это так называемый прямогонный бензин. Он не может непосредственно использоваться как автомобильное топливо, так как имеет низкое октано-

вое число (около 50). Прямогонный бензин может использоваться как сырьё процесса пиролиза для получения этилена и пропилена. В некоторых случаях прямогонный бензин может использоваться как компонент товарного бензина. Например, при перегонке газового конденсата на Сургутском заводе моторных топлив. В этом случае октановое число прямогонного бензина более высокое из-за высокого содержания нафтен и изопарафинов.

Фракция 28-140°C или 28-180°C называется широкая бензиновая фракция, так как обычно подвергается вторичной перегонке на более узкие фракции. Ассортимент узких фракций зависит от направления переработки нефти.

Например, по топливному варианту достаточно разделить прямогонный бензин на две фракции 28-85°C (компонент товарных бензинов) и 85-180°C (сырьё каталитического риформинга для получения высокооктанового компонента бензина).

По топливно-нефтехимическому варианту фракцию 28-180°C необходимо разделить, например, на пять узких фракций: 28-62°C, 62-85°C, 85-105°C, 105-140°C и 140-180°C.

Для получения индивидуальных ароматических углеводородов бензольную 62-85°C, толуольную 85-105°C и ксилольную 105-140°C фракции подвергают каталитическому риформингу, в результате чего содержание ароматических углеводородов увеличивается.

Фракция 28-62°C может использоваться непосредственно как компонент автобензина или как сырьё процесса изомеризации – с целью получения изопентана и изогексана.

Фракция 140-180°C используется как сырьё риформинга для получения высокооктанового компонента бензина или как компонент реактивного топлива (керосина).

В некоторых случаях могут выделять бензольно-толуольную фракцию 62-105°C, а 105-180°C используют как сырьё риформинга для получения высокооктанового компонента автобензинов.

Современные товарные бензины готовят смешением (компаундированием) различных компонентов: узких фракций бензинов прямой перегонки, бензинов процессов термического и каталитического крекинга, гидрокрекинга, полимеризации, продуктов процессов риформинга, алкилирования, изомеризации, специально синтезированных высокооктановых компонентов (например, метилтретбутилового эфира).

Для приготовления зимних сортов бензина используют специальные низкокипящие компоненты: бутановую или бутан-бутиленовую фракцию, газовый бензин, изопентан. Для увеличения срока хранения бензинов добавляют антиокислительные присадки.

3) *Фракция керосина (реактивного топлива)*. Началом кипения фракции керосина является температура конца кипения бензина. Обычно это

фракция 140-240°C или 180-240°C. В зависимости от марки реактивного топлива температуры начала и конца кипения могут изменяться. Например, реактивное топливо для дозвуковой авиации марки РТ – фракция 135-280°C, а марки ТС-1 – фракция 150-250°C. Топливо для сверхзвуковой авиации марки Т-8В – фракция 165-280°C, марки Т-6 – утяжелённая керосино-газойлевая фракция 195-315°C.

Для получения товарного реактивного топлива прямогонную фракцию подвергают гидроочистке. Кроме этого, реактивное топливо должно иметь температуру начала кристаллизации не выше минус 60°C. Для улучшения эксплуатационных свойств в топливо вводят противоизносную, антиокислительную, антистатическую, антиводокристаллизующую присадки.

На некоторых заводах получают фракцию 140-200°C под названием «уайт-спирит» - растворитель для лаков и красок. В незначительных количествах получают осветительный керосин - фракцию 150-300°C.

4) *Фракция дизельного топлива.* Обычно это фракция 240-350°C. Если на установке фракцию керосина не выделяют, тогда температура начала кипения фракции дизтоплива будет соответствовать температуре конца кипения бензиновой фракции. В этом случае пределы выкипания фракции дизтоплива 140-350°C или 180-350°C.

Как зимнее дизтопливо могут получать фракции 140-320°C или 140-340°C, как летнее дизтопливо 180-360°C или 180-380°C.

Фракции бензина, керосина и дизельного топлива называются *светлыми* фракциями.

5) *Мазут.* Является остатком процесса атмосферной перегонки нефти и обозначается как >350°C. Другие варианты:

>330°C – облегчённый мазут, применяется как котельное топливо.

>360°C – утяжелённый мазут, применяется для получения масляных фракций и гудрона.

В общем случае, мазут применяется как компонент котельного топлива, сырьё для получения масляных фракций и гудрона, сырьё процессов термического крекинга, каталитического крекинга, гидрокрекинга.

6) *Масляные фракции.* Получают их при вакуумной перегонке мазута.

Фракция 350-500°C (или 350-550°C, 350-580°C) – широкая масляная фракция или фракция вакуумного газойля. Применяются как сырьё процессов каталитического крекинга и гидрокрекинга.

Фракции 350-400°C, 400-450°C, 450-500°C – узкие масляные фракции, применяются для получения минеральных смазочных масел и твёрдых парафинов.

7) *Фракция гудрона.* Это остаток процесса вакуумной перегонки мазута, обозначается как >490°C или >500°C. Гудрон применяется как сырьё процессов термического крекинга, висбрекинга, коксования, деасфальтизации для получения битума, кокса, остаточных масел и др.

1.6. Основы процесса перегонки нефти

Все фракции получают при ректификации нефти. Ректификация – массообменный процесс, проводящийся в тарельчатых или насадочных колоннах путем многократного противоточного контактирования паровой и жидкой фазы. Для проведения процесса необходимо обеспечить непрерывно поднимающийся поток паров в колонне снизу вверх и непрерывно стекающий поток жидкости сверху вниз.

На каждой тарелке происходит контактирование между встречными потоками пара и жидкости, в результате происходит тепло- и массообмен между ними и паровая фаза по мере продвижения снизу вверх обогащается лёгкими компонентами, а жидкая фаза по мере перемещения сверху вниз обогащается тяжёлыми компонентами. В результате, подбирая температуру, давление и количество тарелок можно получить из исходного сырья фракции с заданными температурами. Тепло- и массообмен происходит на тарелке, которая называется контактной ступенью.



Рис. 1.6. Схема простой колонны

Если после контакта пар и жидкость, уходящие с тарелки, достигли состояния равновесия, их температуры будут равны – это равновесная ступень. Такая тарелка называется теоретической, её КПД 100%. На практике КПД реальной тарелки $\approx 50\%$. Это говорит о том, что в рабочих условиях контактирующие на тарелке пар и жидкость достигают состояния равновесия лишь на 50%. Связано это с тем, что не удалось пока создать таких контактных устройств, которые обеспечили бы достижение состояния равновесия пара и жидкости за время нахождения их на тарелке.

Все колонны, которые применяются в нефтегазопереработке делятся на простые и сложные. На рис. 1.6 представлена схема простой ректифика-

кационной колонны. Простые колонны разделяют сырьё только на два продукта – дистиллят и остаток. Место ввода сырья в колонну называется *питательной секцией* (или зоной). Часть колонны, выше этой секции, называется *концентрационной*, или *укрепляющей* частью. Часть колонны, ниже питательной секции, называется *отгонной*, или *исчерывающей* частью.

Питательная секция колонны может располагаться не обязательно в центральной части колонны. Концентрационная часть предназначена для ректификации парового потока; отгонная часть – для ректификации жидкого потока.

Сложные колонны делят сырьё более, чем на два продукта. Они могут быть двух видов. В первом случае (рис. 1.7) в сложной колонне дополнительные фракции (дистилляты) отбирают непосредственно с тарелок основной колонны (из соответствующих сливных карманов).



Рис. 1.7. Схема сложной колонны

Дополнительные боковые фракции также называются дистиллятами. Во втором случае (рис. 1.8) дополнительные фракции отбираются из боковых отпарных колонн, которые называются стриппинг-секции или просто стриппинги.

Сложные колонны со стриппингами более дорогие, но качество отбираемых боковых фракций в данном случае выше. Количество стриппингов может достигать до четырёх в одной сложной колонне. Для получения одного и того же количества фракций вместо одной сложной колонны можно использовать несколько простых.

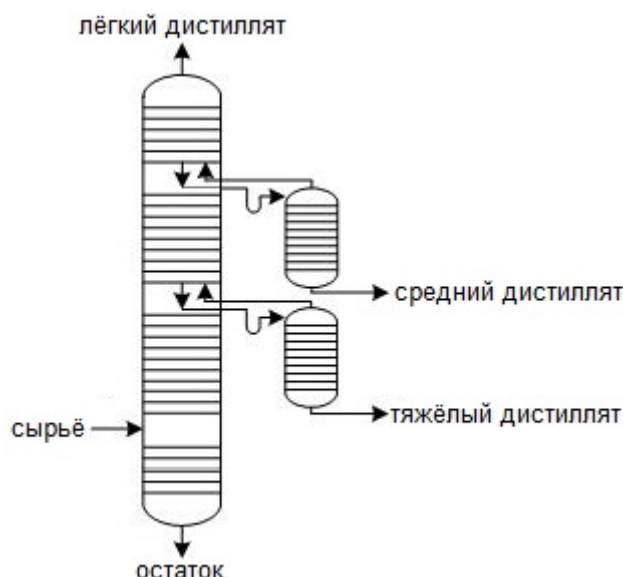


Рис. 1.8. Схема сложной колонны со стриппинг-секциями

Качество получаемых фракций (чёткость погоноразделения) зависит от температуры и давления в колонне, от числа тарелок и от соотношения величины потоков пара и жидкости по высоте колонны. Чем больше число тарелок в колонне, тем выше степень разделения нефти на фракции. Но при этом увеличивается высота колонна, её металлоёмкость и стоимость, а также сложность монтажа и эксплуатации. В нефтепереработке допускается налегание топливных фракций в пределах $10...30^\circ$. Это считается достаточно высокой разделительной способностью.

В концентрационной части колонны соотношение потоков пара и жидкости характеризует флегмовое число R :

$$R = \frac{L}{D}$$

где L – количество жидкости (флегмы) стекающей с данной тарелки; D – количество дистиллята.

В отгонной части колонны соотношение потоков пара и жидкости характеризует паровое число Π :

$$\Pi = \frac{G}{W}$$

где G – количество паров, поднимающихся с данной тарелки; W – количество остатка.

Зависимость числа теоретических тарелок в колонне от флегмового числа можно выразить в виде графика, как это представлено на рис. 1.9.

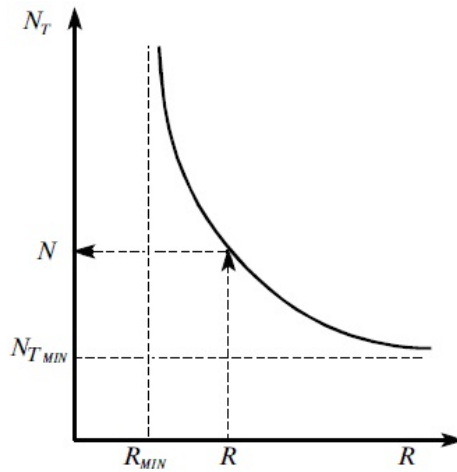


Рис. 1.9. Зависимость числа теоретических тарелок N_T в колонне от флегмового числа R при заданной чёткости разделения

Анализ графика позволяет выявить следующую закономерность, обуславливающую граничные пределы нормального функционирования ректификационных колонн: заданная чёткость разделения смесей может быть обеспечена (достигнута) лишь при одновременном выполнении ограничений по флегмовому числу и числу теоретических тарелок:

$$R_{\min} < R < \infty$$

$$\infty > N_T > N_{T_{\min}}$$

где $R_{\min}$ и $N_{T_{\min}}$ — минимальные значения соответственно флегмового числа и числа теоретических тарелок.

Любая точка на кривой (рис. 1.9) может быть выбрана в качестве рабочей. Это означает, что заданная чёткость разделения смеси может быть достигнута бесконечным множеством пар чисел N и R . Из этого множества значений необходимо выбрать оптимальные, соответствующие минимальным затратам на ректификацию.

Как следует из рисунка, флегмовое число и, следовательно, количество орошения в колонне изменяется от минимального значения до бесконечно большой величины. При этом необходимое для обеспечения заданной четкости разделения число тарелок будет изменяться соответственно от бесконечно большой величины до некоторой минимальной. Но при увеличении количества орошения будут расти эксплуатационные затраты (связанные с расходом энергии на подачу флегмы, тепла в кипятильнике и холода в конденсаторах), а капитальные затраты вначале будут существенно уменьшаться в результате снижения высоты, а затем расти из-за увеличения диаметра колонны (рис. 1.10).



Рис. 1.10. Изменение затрат в зависимости от количества орошения в колонне

Значение флегмового числа, соответствующее минимуму всех затрат, называется оптимальным флегмовым числом R_{opt} . В инженерных расчётах R_{opt} определяется как минимум на кривой зависимости $N_T(R+I)$ от R (рис. 1.11).

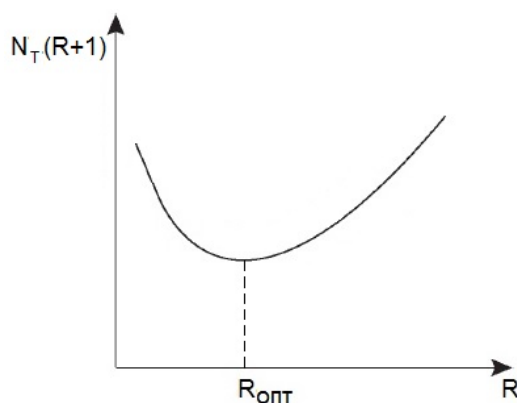


Рис.1.11. Определение оптимального флегмового числа

Действительно, масса паров в колонне пропорциональна величине $R+I$, поэтому величина $R+I$ будет пропорциональна площади поперечного сечения колонны для прохода паров, т.е. диаметру колонны. А произведение $N_T(R+I)$ будет пропорционально объёму всей колонны. Поэтому минимум на кривой рис. 1.11 и будет соответствовать минимальному значению объёма колонны для заданной чёткости разделения, т.е. минимуму затрат.

Из опыта эксплуатации колонн установлено, что оптимальное значение флегмового числа не намного превышает значение $R_{мин}$:

$$R_{opt} = \beta \cdot R_{мин}$$

где β — коэффициент избытка флегмы (обычно $\beta = 1,2 \dots 1,35$).

Значение числа теоретических тарелок N_T , соответствующее оптимальному флегмовому числу R_{opt} (рис. 1.11) называется оптимальным числом теоретических тарелок N_{opt} . Рабочее (фактическое, реальное) число тарелок $N_{раб}$ определяется с учётом КПД тарелки:

$$N_{раб} = \frac{N_{opt}}{\eta}$$

КПД тарелки рассчитывается по соответствующим методикам, либо принимается по литературным данным.

На технико-экономические показатели и чёткость погоноразделения ректификационной колонны, кроме её разделительной способности, в значительной степени влияют физические свойства (молярная масса, плотность, температура кипения, летучесть и др.), компонентный состав, число (би- или многокомпонентный) и характер распределения (непрерывный, дискретный) компонентов перегоняемого сырья.

1.7. Особенности перегонки нефтяного сырья

Нефть, мазут, гудрон имеют невысокую термическую стабильность, в пределах 350...360°C. При более высоких температурах происходит деструкция (крекинг) углеводородов и качество получаемых продуктов снижается. Для предотвращения этого явления при перегонке нефти применяют острый водяной пар, а при перегонке мазута применяют кроме пара и вакуум.

Нефть – сложная многокомпонентная смесь. Летучесть углеводородов постоянно снижается по мере утяжеления фракций. Поэтому технологически оптимально сначала нефть разделить на несколько основных фракций, выкипающих в широком интервале температур, а затем эти широкие фракции перегонять на более узкие.

Мазут и гудрон содержат много смол и тяжёлых металлов, которые при попадании в топливные фракции ухудшают их качество. Поэтому в секциях питания колонн предусматривают хорошую сепарацию паровой и жидкой фаз сырья и промывку потока паров на специальной промывной тарелке. Кроме этого, при подаче сырья в колонну его нагревают до таких температур, чтобы обеспечить избыток однократного испарения. Обычно температура нагрева нефти должна быть такой, чтобы процент паровой фазы был на 2...5% больше потенциального количества светлых фракций (бензина, керосина и дизельного топлива). Обычно перегонку нефти в атмосферных колоннах проводят при температуре в зоне питания 320...360°C. Перегонку мазута в вакуумных колоннах проводят при температуре в зоне питания не выше 430°C.

1.8. Выбор давления и температуры

Давление и температура тесно взаимосвязаны. В общем случае эти параметры должны быть такими, чтобы:

- а) обеспечить использование наиболее дешёвых и доступных хладагентов для конденсации паров дистиллята, и наиболее дешёвых теплоносителей для подвода тепла вниз колонны;
- б) не допускать термического разложения сырья и продуктов;
- в) обеспечить оптимальное соотношение производительности колонны и всех эксплуатационных затрат.

Чем выше давление в колонне, тем выше температура конденсации паров дистиллята и тем проще осуществлять его конденсацию и охлаждение. Самые доступные и дешёвые хладагенты – это воздух и вода. Поэтому давление в колонне выбирается таким, чтобы можно было охлаждать и конденсировать дистиллят воздухом и водой.

По величине давления ректификационные колонны, которые применяются в нефтепереработке, делятся на три вида.

1) Атмосферные колонны – колонны, работающие при давлении немногим выше атмосферного. Среднее давление в таких колоннах 0,15...0,2 МПа. Применяются для перегонки стабильных и полуотбензиненных нефтей на светлые фракции и мазут. При проектировании атмосферных колонн давление наверху колонны принимают минимально возможное, так как при этом обеспечивается максимальный выход светлых фракций при заданной температуре нагрева сырья. Обычно давление наверху атмосферных колонн составляет 139...142 кПа. Небольшое превышение давления над атмосферным (101,3 кПа) необходимо для преодоления гидравлических сопротивлений при движении паров от верхней тарелки до ёмкости орошения через систему охлаждения и конденсации.

2) Вакуумные и глубоковакуумные колонны применяются для перегонки мазута под вакуумом, либо под глубоким вакуумом. В первом случае давление в зоне питания составляет около 13,3 кПа во втором – около 2,7 кПа. Вакуумные колонны позволяют перегнать мазут без его термического разложения и получить дистиллятные фракции, выкипающие на 100...150°C выше температуры нагрева мазута.

3) Колонны, работающие под повышенным давлением – от 0,4 до 4,0 МПа. Эти колонны применяются для стабилизации и отбензинивания нефти, стабилизации бензина, вторичной перегонки широкой бензиновой фракции, разделения углеводородных газов на газофракционирующих установках, отбензинивания попутных нефтяных газов и др.

1.9. Способы создания орошения в колонне

Для нормальной работы любой ректификационной колонны необходимо обеспечить в концентрационной части нисходящий поток флегмы (орошения), который создаётся путём отвода тепла. В нефтепереработке применяют следующие способы: парциальный конденсатор, холодное остроиспаряющееся орошение и циркуляционное орошение.

1) Парциальный конденсатор (рис. 1.12).

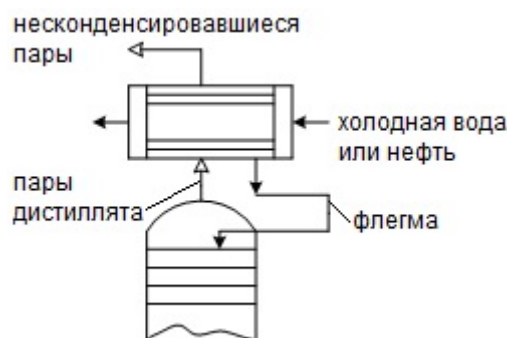


Рис. 1.12. Схема парциального конденсатора

Пары дистиллята с верхней тарелки колонны поступают в межтрубное пространство кожухотрубчатого теплообменника, по трубам которого проходит холодная вода или холодная нефть. Пары частично конденсируются и стекают обратно на верхнюю тарелку в виде жидкой флегмы, создавая орошение, а несконденсировавшиеся пары отводятся из теплообменника на сторону (на конденсацию и охлаждение в другом холодильнике). Количество орошения регулируется расходом хладагента, подаваемого в теплообменник. Температура горячей жидкой флегмы в данном способе равна температуре паров дистиллята. Этот способ используется редко, так как возникают сложности при монтаже теплообменника наверху колонны, его обслуживании и повышенной коррозии.

2) Холодное остроиспаряющееся орошение (рис. 1.13). Пары с верха колонны сначала охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения (АВО), затем, при необходимости, в водяном конденсаторе-холодильнике КХ. При этом происходит конденсация основной массы паров и охлаждение жидкого дистиллята до 30...40°C.

Холодный дистиллят поступает в ёмкость орошения (рефлюкс) *Е*, откуда часть его насосом *Н* подаётся на верхнюю тарелку в виде холодного орошения, а остальное количество отводится в виде дистиллята. Возможный состав несконденсировавшихся газов, отходящих из ёмкости орошения: $C_1 - C_4$; H_2S ; CO_2 .

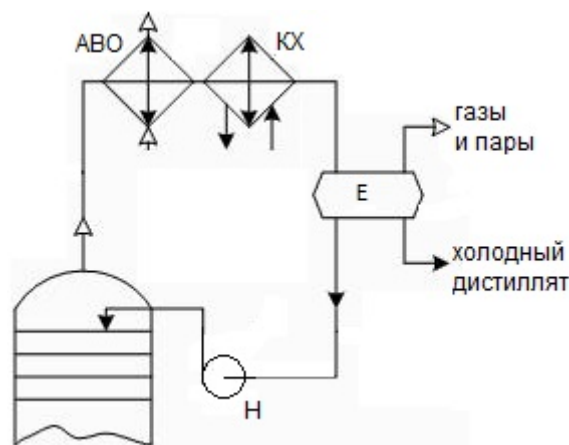


Рис. 1.13. Схема холодного остроиспаряющегося орошения

3) Циркуляционное орошение. Это орошение обычно применяется в сложных колоннах для съёма тепла по высоте колонны, реже - для съёма тепла наверху колонны. Циркуляционное орошение по высоте колонны располагают под тарелкой, с которой происходит отбор бокового дистилята в стриппинг. На секцию циркуляционного орошения отводят 2...3 тарелки (рис. 1.14). По стандартной схеме часть флегмы с тарелки забирается насосом H , охлаждается в теплообменнике T и возвращается на вышележащую тарелку (либо на одну тарелку выше, если на секцию циркуляционного орошения отведено три тарелки).

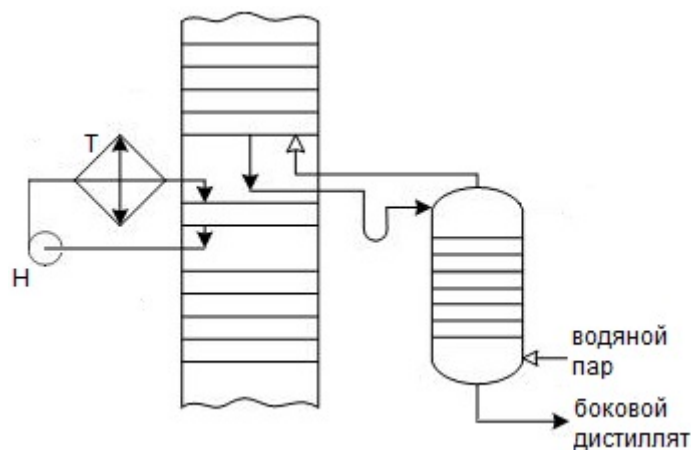


Рис. 1.14. Схема циркуляционного орошения

Температура циркуляционного орошения на выходе из теплообменника T должна быть не менее, чем на $60...70^{\circ}\text{C}$ ниже, чем температура флегмы перед насосом H .

Есть и другие схемы организации циркуляционного орошения. На приведённой рис. 1.14(а) схеме часть бокового дистилята забирается насосом, охлаждается и подаётся в виде флегмы на тарелку выше точки ввода паров из стриппинга.

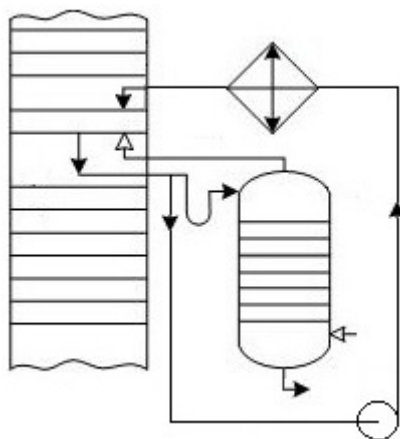


Рис. 1.14(а). Схема-2 циркуляционного орошения

На рис.1.14(б) с тарелки забирается вся флегма, часть её охлаждается и насосом подаётся на нижележащую тарелку. Такое циркуляционное орошение называется промежуточное острое с переохлаждённой флегмой. В этом случае равномерно распределяются нагрузки по высоте колонны и повышается эффективность массопередачи.

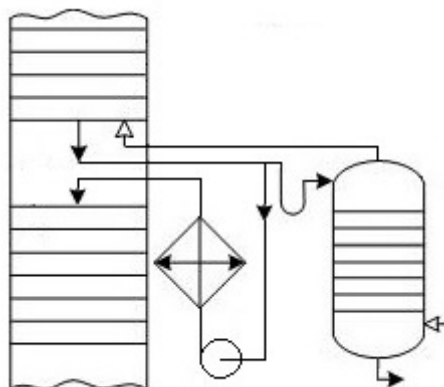


Рис. 1.14(б). Схема-3 циркуляционного орошения

Циркуляционное промежуточное острое орошение с отпаренной флегмой, представленной на рис. 1.14 (в), ещё больше увеличивает разделительную способность колонны, но требует большего расхода водяного пара в низ стриппинга.

Обычно в сложных колоннах сверху устанавливают холодное остро-испаряющееся орошение, а по высоте колонны - циркуляционные орошения, количество которых, как правило, равно количеству боковых фракций. Это позволяет обеспечить оптимальное соотношение флегмовых чисел по высоте колонны, выровнять КПД тарелок и нагрузку колонны по паровой и жидкой фазе по высоте колонны, в итоге увеличить производительность тарелок.

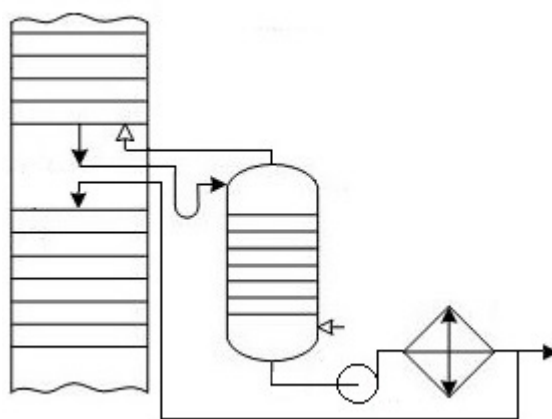


Рис. 1.14(в). Схема-4 циркуляционного орошения

1.10. Способы подвода тепла в низ колонны

Подвод тепла в низ колонны необходим для создания восходящего потока паров. В нефтепереработке применяют следующие способы: с помощью подогревателя с паровым пространством, с помощью горячей струи и острым водяным паром.

1) Подогреватель с паровым пространством (рибойлер). Жидкий остаток с низа колонны (рис. 1.15) поступает самотёком в нижнюю, кипящую секцию рибойлера (в межтрубное пространство).

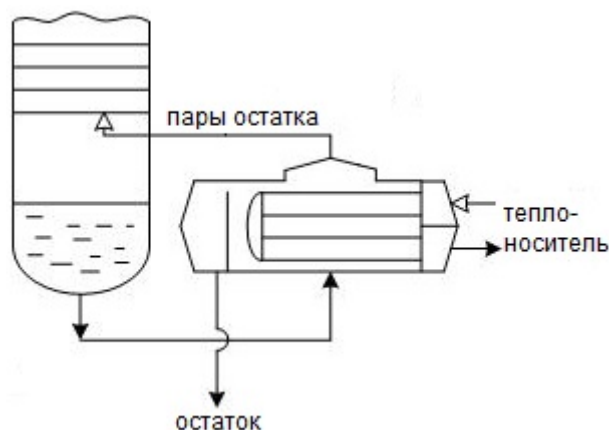


Рис. 1.15. Схема рибойлера

В этой секции остаток подогревается теплоносителем, проходящим по трубному пространству подогревателя. Остаток частично испаряется, пары собираются в верхней части аппарата (паровом пространстве) и оттуда возвращаются под нижнюю тарелку колонны. Избыток остатка перетекает через перегородку рибойлера и отводится на сторону.

2) Горячая струя. Часть жидкого остатка с низа колонны подаётся в змеевик трубчатой печи, где он подогревается, частично испаряется и в парожидкостном состоянии возвращается под нижнюю тарелку (рис. 1.16).

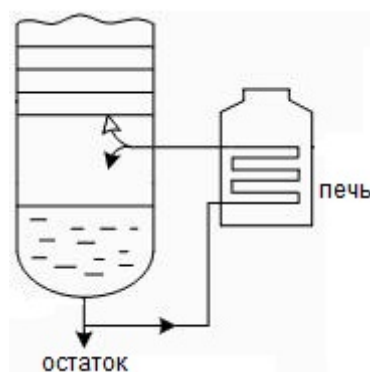
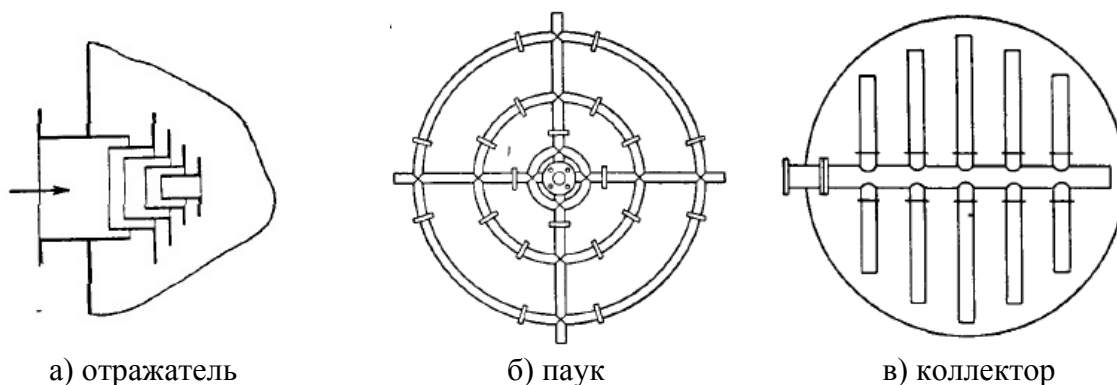


Рис. 1.16. Схема подвода тепла с помощью горячей струи

3) Острый водяной пар подаётся через распределительное устройство непосредственно в куб колонны, где он смешивается с жидким остатком.



а) отражатель

б) паук

в) коллектор

Рис. 1.17. Способы ввода острого водяного пара в низ колонны

Этот способ применяется для атмосферных колонн перегонки нефти, для вакуумных колонн перегонки мазута, т.к. другие способы подвода тепла в данном случае использовать нельзя из-за низкой термической стабильности мазута и гудрона.

При подаче водяного пара снижается парциальное давление углеводородов в кубе колонны, а значит, снижается их температура кипения и они испаряются, создавая паровой поток снизу вверх. Тепло для испарения отнимается от окружающей жидкости, и она в результате охлаждается. В результате этого при перегонке с водяным паром температура мазута в атмосферной колонне будет ниже температуры поступающего сырья на $20...30^{\circ}\text{C}$, а температура боковых фракций, уходящих с низа стриппингов, будет на $10...15^{\circ}\text{C}$ ниже, чем температура жидкости, поступающей в стриппинг.

Так как водяной пар поднимается вместе с нефтяными парами и вступает в контакт со стекающей флегмой на тарелке, то в результате температура жидкости, стекающей сверху вниз, будет также снижаться вследствие её испарения. Чем больше подаётся водяного пара и чем ниже его температура и давление, тем сильнее охладится кубовая жидкость.

Обычно общий расход водяного пара составляет 1,2...3,5% масс. на нефть в атмосферных колоннах и 5...8% масс. на мазут в вакуумных колоннах. Или 2...5% масс. водяного пара в расчёте на остаток или на боковую фракцию в стриппингах.

Водяной пар имеет следующие недостатки.

1) Увеличиваются затраты на перегонку, так как нужно пар получить, затем сконденсировать его вместе с нефтяными парами в виде верхнего дистиллята и отделить образующуюся воду.

2) Увеличивается суммарный объём паров в колонне – это приводит к увеличению необходимого диаметра колонны, её металлоёмкости и стоимости.

3) Усиливается коррозия оборудования и образование большого количества загрязнённых сточных вод.

4) Даже с водяным паром тяжёлые светлые фракции отгоняются не полностью из мазута и до 20...30% их остаётся в мазуте.

В связи с этим, есть тенденция к ограничению использованию водяного пара и даже к его отказу.

1.11. Классификация установок первичной переработки нефти

Промышленные установки первичной перегонки делятся на атмосферные (АТ), вакуумные (ВТ) и комбинированные (например, АВТ, ЭЛОУ-АВТ, ЭЛОУ-АВТ со вторичной переработкой бензина и др.).

Эти установки составляют основу всех НПЗ и предназначены для разделения нефти на фракции, которые используются как компоненты моторных топлив, смазочных масел, сырья для вторичных процессов и сырья нефтехимии.

Установки АТ (атмосферная трубчатка) предназначены для неглубокой переработки нефти по топливному варианту с получением светлых фракций (бензина, керосина, дизельного топлива) и остатка – мазута.

Установки ВТ (вакуумная трубчатка) предназначены для перегонки мазута. Получаемые на них газойлевые, масляные фракции и остаток - гудрон используют в качестве сырья для получения дополнительных количеств топливных фракций, смазочных масел, битума, кокса, асфальта и др. Это позволяет увеличить глубину переработки нефти.

Для глубокой переработки нефти по топливному варианту применяют установки АВТ топливного варианта. Для этого мазут перегоняется в бло-

ке ВТ с получением вакуумного газойля и гудрона. А вакуумный газойль далее используется в качестве сырья установок каталитического, термического или гидрокрекинга.

При глубокой переработки по масляному варианту применяют установки АВТ масляного варианта. В этом случае в блоке АТ получают бензиновые и керосино-газойлевые фракции, а утяжелённый мазут перегоняется в блоке ВТ с получением одной или нескольких масляных фракций и гудрона.

1.12. Установки атмосферной перегонки нефти (АТ)

1) *Установка АТ с однократным испарением нефти.* По этой технологии нефть нагревается сначала в регенеративных теплообменниках, затем в трубчатой печи до температуры $300...330^{\circ}\text{C}$. При этом нефть частично, однократно испаряется и затем подаётся в сложную колонну, где разделяется на светлые фракции и остаток – мазут. Принципиальная схема установки представлена на рис. 1.18.

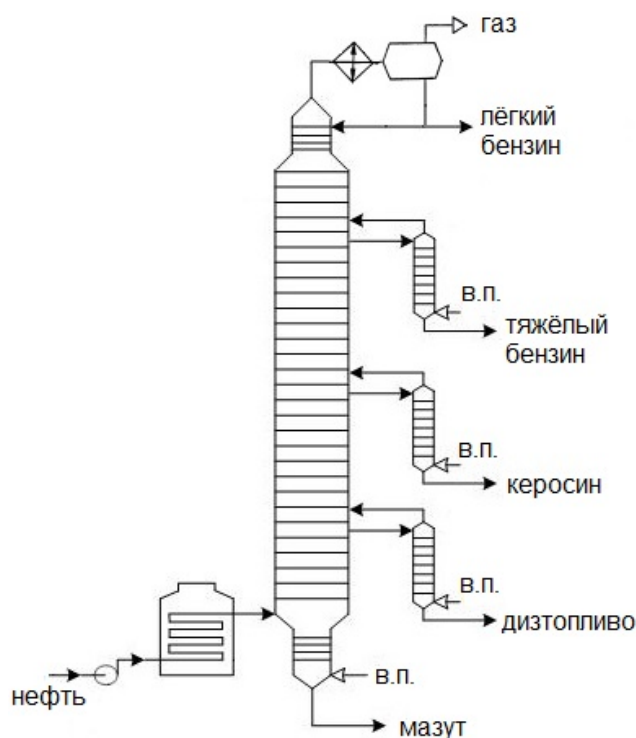


Рис. 1.18. Схема установки АТ с однократным испарением нефти

Количество стриппингов может быть от одного до четырёх, т.е. количество получаемых светлых фракций может быть от двух (бензин и дизтопливо) до пяти (лёгкий и тяжёлый бензин, керосин, лёгкое и тяжёлое дизтопливо). Число тарелок в основной колонне зависит от количества получаемых фракций. Из ёмкости орошения уходят несконденсировавшиеся газы

(остатки метана и этана, а также сероводород, лёгкие меркаптаны, хлорид водорода). В низ основной колонны и стриппингов подаётся острый водяной пар. Колонна имеет циркуляционные орошения по высоте (на схеме не показаны), количество которых равно количеству боковых фракций.

Схема АТ с однократным испарением нефти имеет как достоинства, так и недостатки. К достоинствам можно отнести: самые низкие энергозатраты, минимальную металлоёмкость оборудования, невысокую температуру нагрева нефти в печи для обеспечения заданной доли отгона.

Недостатки установки:

1. Низкая степень извлечения светлых фракций – в мазуте их остается около 3,1% масс. против 2,5% масс. по схеме с двукратным испарением нефти.

2. Схема недостаточно технологически гибкая, т.к. хорошо работает только для стабильных малосернистых нефтей с содержанием углеводородных газов не более 1,2%, бензиновых фракций – не более 12...15%, светлых фракций – не более 45%. Так, при перегонке лёгких нефтей с большим содержанием светлых фракций из-за образования большого количества паров при нагреве нефти создаётся большое давление на нагнетании насоса до печи, а также в змеевике печи, возрастает нагрузка колонны по парам, увеличивается давление в колонне, снижается чёткость фракционирования.

3. Из-за возможного колебания фракционного состава нефти температурный режим и давление в колонне нестабильны.

4. Возникают определённые трудности с конденсацией дистиллята верха колонны, т.к. он насыщен лёгкими углеводородными газами.

5. При перегонке сернистых нефтей наблюдается повышенная коррозия верха колонны – из-за воздействия сероводорода, меркаптанов и хлорида водорода.

2) *Установка АТ с предварительным испарителем.* Принципиальная схема установки представлена на рис. 1.19.

Нефть нагревается сначала в блоке теплообменников за счёт тепла отходящих с установки продуктов, частично испаряется и поступает в испаритель (эвапоратор). Испаритель представляет собой вертикальную пустотелую колонну. Углеводородные газы и пары лёгкого бензина отделяются от жидкости в испарителе и, минуя печь, подаются в основную колонну вместе с полуотбензиненной нефтью. Как вариант, эти газы и пары могут подаваться в низ колонны под нижнюю тарелку вместе с острым водяным паром.

Применение испарителя приводит лишь к снижению нагрузки печи по парам и снижению давления на питательном насосе до печи. Но остальные недостатки, отмеченные выше для схемы с однократным испарением нефти, остаются.

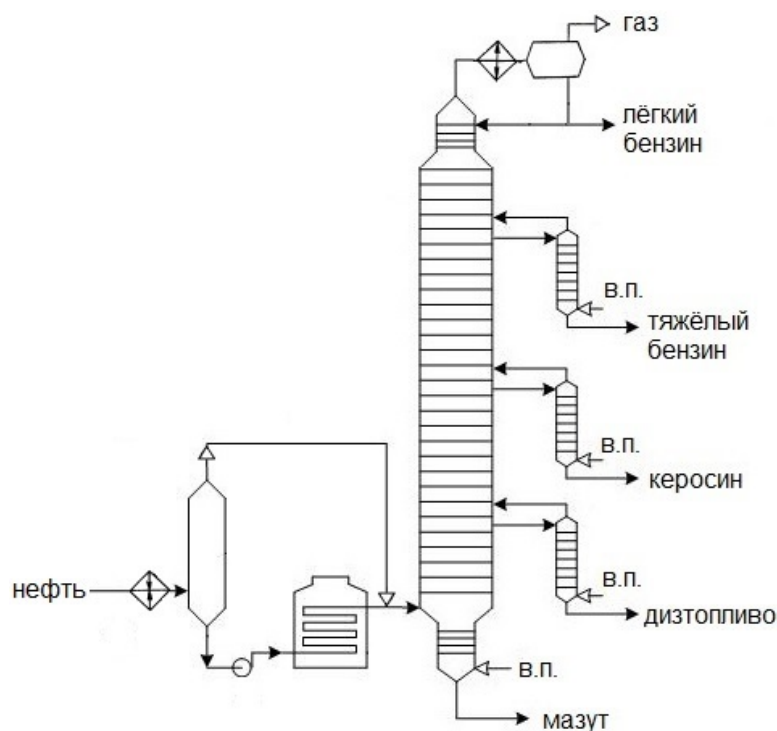


Рис. 1.19. Схема установки АТ с предварительным испарителем

3) *Установка АТ с двукратным испарением нефти.* Наиболее широко применяемая схема. Технологическая схема установки представлена на рис. 1.20. Установка работает по принципу двукратного испарения нефти и является наиболее универсальной и технологически гибкой. Обессоленная и обезвоженная нефть насосом 1 подаётся двумя параллельными потоками в теплообменники 2, 3, 4 для одного потока и теплообменники 5, 6 для второго потока. После теплообменников нефть объединённым потоком с температурой 200...230°C поступает в среднюю часть отбензинивающей колонны 7.

Давление в колонне 7 составляет 0,4...0,5 МПа, температуры верха 120...140°C, низа 240...260°C. В качестве дистиллята в колонне 7 отбираются газы, пары воды и фракция лёгкого бензина н.к.-85°C, которая конденсируется в аппарате воздушного охлаждения (АВО) 8, охлаждается в водяном холодильнике 9 и разделяется в сепараторе 10.

Несконденсировавшийся газ отводится с верха сепаратора, конденсат разделяется на два слоя - нижний водный - отводится с установки и верхний – бензиновая фракция – насосом 11 частично идёт в качестве орошения в колонну 7, остальное количество уходит с установки (на стабилизацию и вторичную перегонку).

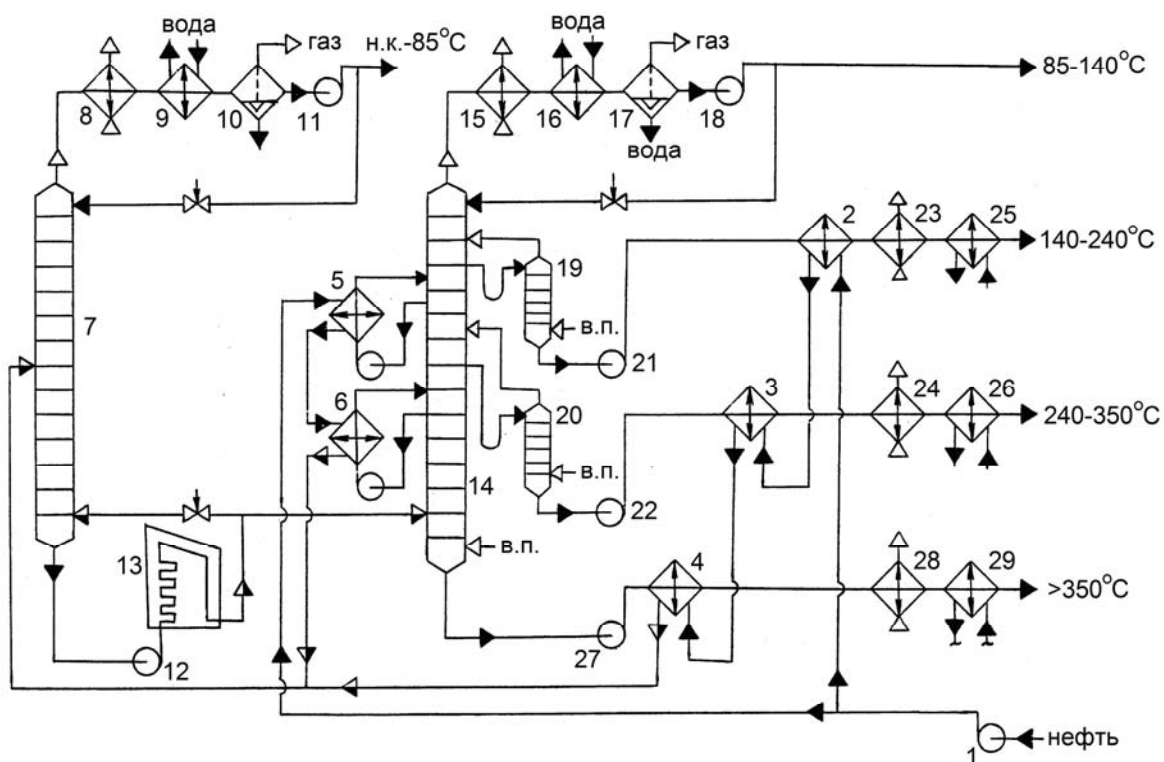


Рис. 1.20. Технологическая схема установки АТ с двукратным испарением нефти

Частично отбензиненная нефть с низа колонны 7 насосом 12 подаётся в змеевик печи 13, где она нагревается до $330...360^{\circ}\text{C}$ и в парожидкостном состоянии поступает в основную атмосферную колонну 14. Часть нефти из печи подаётся в низ колонны 7 для обогрева куба колонны (горячая струя).

Давление в колонне 14 составляет $0,15...0,2$ МПа, температура верха $120...130^{\circ}\text{C}$, низа $340...355^{\circ}\text{C}$. Дистиллят колонны 14 - фракция бензина $85-140^{\circ}\text{C}$ вместе с парами воды - охлаждается и конденсируется в АВО 15, водяном холодильнике 16 и разделяется в сепараторе 17 на газ, водный и углеводородный конденсат. Бензиновая фракция насосом 18 частично идёт на орошение колонны 14, остальное количество отводится с установки.

Керосиновая фракция $140-240^{\circ}\text{C}$ и фракция дизельного топлива $240-350^{\circ}\text{C}$ отводятся как боковые погоны из отпарных колонн 19 и 20 насосами 21 и 22 через теплообменники 2, 3, аппараты воздушного охлаждения 23, 24 и водяные холодильники 25, 26.

Остаток атмосферной перегонки - мазут ($>350^{\circ}\text{C}$) - с низа колонны 14 насосом 27 через теплообменник 4, АВО 26, водяной холодильник 29 отводится с установки.

Подвод тепла в низ колонн 14, 19 и 20 осуществляется острым водяным паром. В колонне 14 имеются два циркуляционных орошения, тепло которых отдаётся сырой нефти в теплообменниках 5 и 6. Циркуляционные

орошения организованы под тарелками вывода боковых фракций керосина и дизельного топлива.

Эта схема технологически гибкая, отбензинивающая колонна компенсирует возможные колебания во фракционном составе нефти и обеспечивает стабильную работу атмосферной колонны.

Устраняются все недостатки предыдущих схем: снижается давление на сырьевом насосе и в змеевике печи, снижается нагрузка атмосферной колонны по парам, температура и давление в атмосферной колонне стабильны, верхний дистиллят основной колонны легко конденсируется, верхняя часть основной колонны защищена от коррозионноактивных газов, которые удалятся в первой колонне. При перегонке нефти по этой технологии достигается наибольший отбор светлых фракций. Схема пригодна для перегонки любых нефтей, для нефтей с большим содержанием газов и лёгкого бензина, обводнённых и сернистых нефтей.

К недостатки схемы можно отнести:

1. Более высокая температура нагрева полуотбензиненной нефти в печи перед атмосферной колонной.

2. Необходимость поддержания температуры низа первой колонны горячей струей, а на это требуется больше энергии и дополнительного оборудования.

3. Схема самая дорогая и металлоёмкая.

4. Поддержка повышенного давления в отбензинивающей колонне для конденсации паров дистиллята воздухом и водой.

С верха отбензинивающей колонны обычно отбирают фракцию н.к.-85°C (как в вышеописанной схеме), в некоторых случаях н.к.-120°C или н.к.-140°C. Чем меньше отбор дистиллята на сырьё (или чем ниже температура конца кипения дистиллята), тем больше требуются флегмовые и паровые числа для обеспечения заданного разделения. Так, при отборе в качестве дистиллята н.к.-92°C рабочее флегмовое число составляет $R_{\text{раб}} = 7,6$; а при получении дистиллята н.к.- 164°C $R_{\text{раб}} = 0,5$.

Отвод тепла в основной атмосферной колонне организуется, как правило, сверху холодным остроиспаряющимся орошением, по высоте колонны - циркуляционными орошениями. Для увеличения чёткости разделения больше тепла нужно отводить холодным остроиспаряющимся орошением, а для увеличения степени регенерации тепла необходимо давать больше нагрузку на нижние циркуляционные орошения. В атмосферной колонне должно быть одно-два циркуляционных орошения, так как третье незначительно увеличивает коэффициент использования тепла и заметно снижает флегмовые числа в вышележащих секциях и усложняет схему установки. Оптимально – когда верхним острым орошением отводится 40% всего тепла, а двумя циркуляционными – по 30%. При таком подходе будет обеспечен минимальный диаметр колонны.

Чем выше давление в основной колонне, тем ниже отбор светлых фракций, ниже их качество и чёткость ректификации. Установлено, что переход в основной колонне на давление, близкое к атмосферному, или на умеренный вакуум повышает качество продуктов, улучшает технико-экономические показатели, позволяет отказаться от применения водяного пара и даёт экономию тепла на 5%. Даже если в основной колонне оставить атмосферное давление, а в стриппингах использовать умеренный вакуум, то это приводит к повышению глубины и чёткости ректификации даже без водяного пара и подвода тепла в стриппинги.

На рис. 1.21 представлен другой вариант схемы АТ с двукратным испарением нефти.

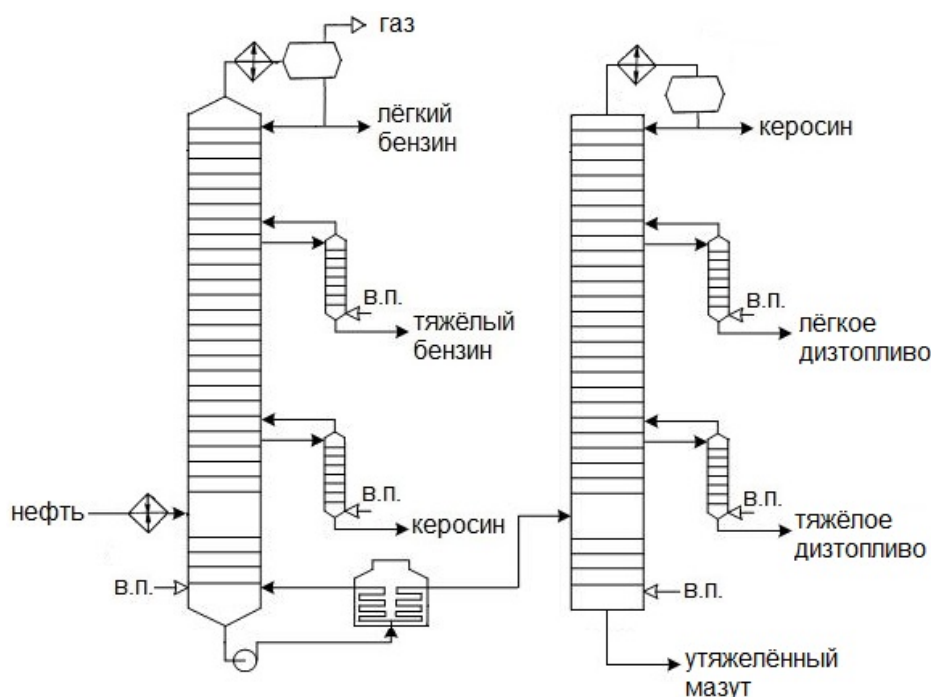


Рис. 1.21. Второй вариант схемы установки АТ с двукратным испарением нефти

Схема состоит из двух сложных колонн. В первой колонне давление может составлять 0,15...0,7 МПа, в ней отбирается часть светлых фракций. Во второй колонне давление атмосферное или умеренный вакуум, в ней происходит отбор оставшихся светлых фракций. Обе колонны имеют верхнее холодное остроиспаряющееся орошение, а по высоте - циркуляционное орошения (на схеме они не показаны). Подвод тепла в низ первой колонны осуществляется горячей струёй, в низ второй колонны – острым водяным паром. Широкого промышленного применения эта схема не получила.

4) *Установка АТ с трёхкратным испарением нефти.* Такая схема может применяться для высокопроизводительных установок, которые перерабатывают до 12 млн тонн нефти в год (рис. 1.22).

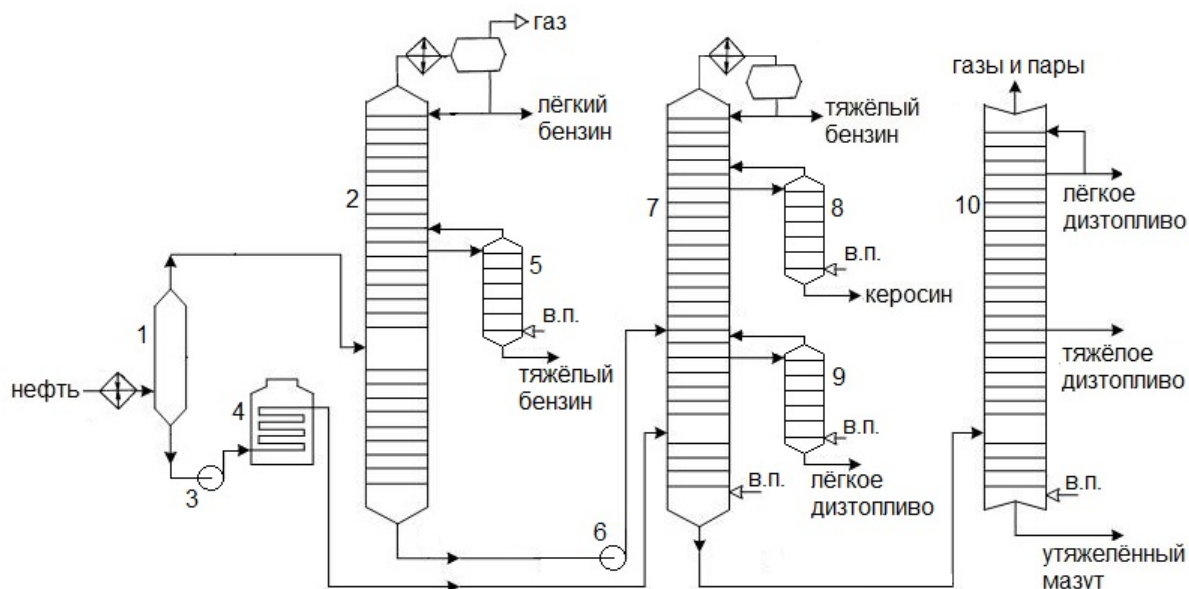


Рис. 1.22. Схема установки АТ с трёхкратным испарением нефти

Нефть нагревается сначала в регенеративных теплообменниках, поступает в испаритель (эвапоратор) 1, где отделяются газы и пары бензина. Эти газы и пары поступают в отбензинивающую колонну 2, с верха которой отгоняются газы и фракция лёгкого бензина. В качестве боковой фракции из стриппинга 5 отбирается тяжёлый бензин. С низа колонны 2 уходят более тяжёлые светлые фракции, которые попали в небольшом количестве в отбензинивающую колонну из эвапоратора вместе с парами бензина.

Отбензиненная нефть с низа испарителя 1 насосом 3 подаётся для нагрева в печь 4 и далее в атмосферную колонну 7. Туда же подаётся насосом 6 остаток отбензинивающей колонны. В атмосферной колонне 7 сверху отгоняются остатки тяжёлого бензина, из стриппинг-секций 8 и 9 отбираются соответственно фракции керосина и лёгкого дизельного топлива, а остаток атмосферной колонны поступает в вакуумную колонну 10 самотеком за счёт перепада давления.

Давление в вакуумной колонне 0,04...0,053 МПа, в ней отсутствует подогрев сырья, всё необходимое тепло вносится из атмосферной колонны. С верха вакуумной колонны отбираются газы и водяные пары, которые поступают в систему создания вакуума. В колонне 10 качестве боковых погонов происходит доизвлечение остатков лёгкого дизтоплива и получение фракции тяжёлого дизтоплива. Остаток вакуумной колонны - утяжелённый мазут $>360^{\circ}\text{C}$.

Данная схема обеспечивает более высокую глубину отбора светлых фракций и хорошую чёткость ректификации. Схема имеет технологическую гибкость по ассортименту продуктов и качеству сырья, но требует высоких капитальных и эксплуатационных затрат. Поэтому на практике распространения эта схема не получила.

1.13. Установки вакуумной перегонки мазута (ВТ)

На рис. 1.23 представлена схема направлений переработки мазута на нефтеперерабатывающих заводах.



Рис. 1.23. Направления переработки мазута

От направления переработки зависит схема установки, конструкция вакуумной колонны.

1.13.1. Перегонка мазута по топливному направлению

Эти установки входят в состав НПЗ, работающих по топливному глубокому направлению. Целевой продукт – вакуумный газойль – фракция 350-500°C. Применяется вакуумный газойль как сырьё для процессов каталитического крекинга, гидрокрекинга, термического крекинга. Во всех этих процессах получается дополнительное количество топливных фракций.

Фракция вакуумного газойля должна быть светлой или слегка окрашенной, не содержать смолисто-асфальтовых веществ, иметь минимальное количество металлоорганических соединений, особенно никеля и ванадия, которые отравляют алюмосиликатные катализаторы. Никель и ванадий входят в состав комплексов с порфиринами, выкипающими при температуре около 450°C.

По топливному варианту применяют схему с однократным испарением мазута, включающим в себя одну вакуумную колонну (рис. 1.24).

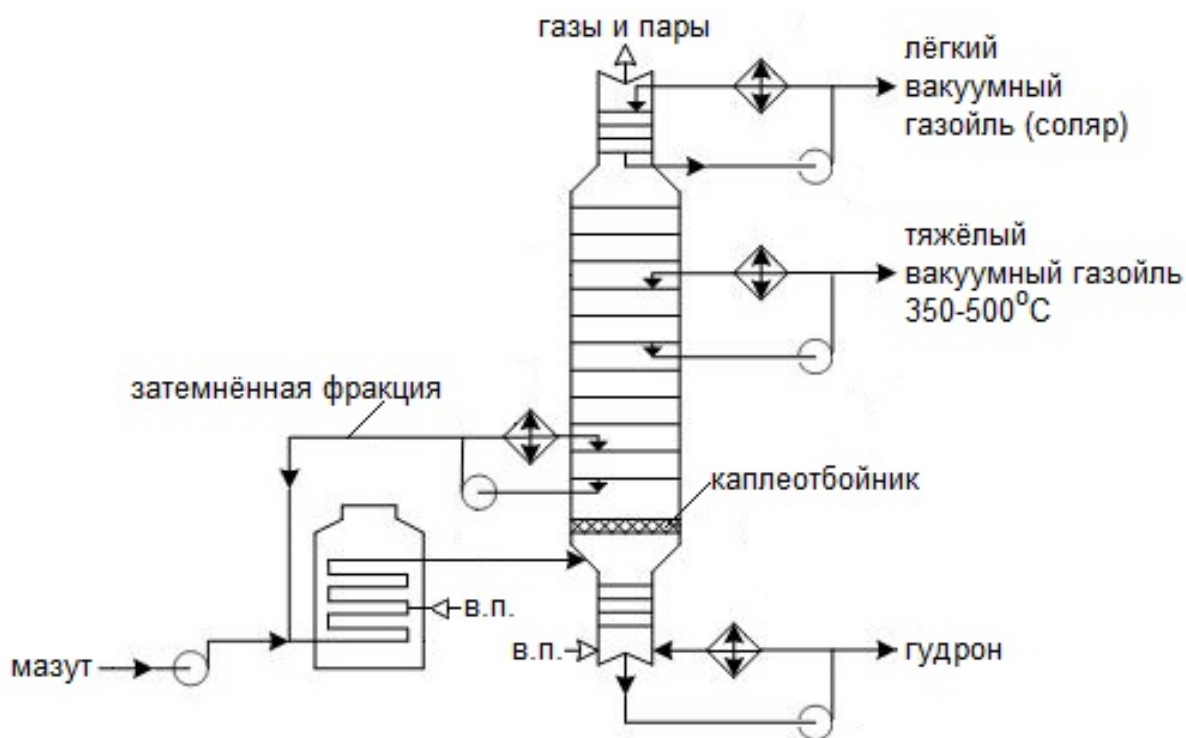


Рис. 1.24. Схема установки ВТ по топливному направлению

Мазут насосом подаётся несколькими параллельными потоками в трубчатую печь (на схеме показан один поток), где он нагревается до 400°C и поступает в вакуумную колонну, которая имеет переменный диаметр. С верха колонны уходят газы и водяной пар примерного состава (% на мазут):

нефтяные пары.....	0,05
водяной пар.....	1,6
сероводород	0,05
воздух	0,05
газы разложения углеводородов.....	0,06

Эти газы и пары поступают в систему создания вакуума. Воздух попадает через неплотности колонны. Верхний боковой погон – лёгкий вакуумный газойль (соляр) – отбирается с нижней тарелки верхней зауженной части колонны. Выход его небольшой, около 1,5...2,3% масс. В состав соляра входят в основном фракции, выкипающие до 360°C , т.е. остатки фракции дизельного топлива, которые остались недоизвлечёнными при атмосферной перегонке. Часть соляра после охлаждения возвращается на верхнюю тарелку как верхнее циркуляционное орошение. Основная боковая фракция – тяжёлый вакуумный газойль ($350-500^{\circ}\text{C}$). Выход его составляет 43...53% масс. Часть вакуумного газойля возвращается после охлаждения как среднее циркулирующее орошение.

Из куба вакуумной колонны отводится гудрон (46...55% масс.). В низ колонны вводится острый водяной пар в количестве 1,5% масс. на мазут. Температура верха колонны составляет около 135°C; низа 350°C.

Для исключения попадания гудрона в концентрационную часть колонны в виде брызг, тумана, пены, в зоне питания делают специальные каплеотбойники. Кроме того, для снижения пены в мазут вводят антипенную присадку силоксан.

Нагревать мазут выше 420...425°C в печи нельзя, так как возникает бурное термическое разложение, газообразование, образование кокса на внутренней поверхности труб в печи, осмоление вакуумного газойля. Закоксовывание труб может привести к их прогару. Чем тяжелее нефть, тем больше доля термического разложения. Для уменьшения доли газообразования снижают время нахождения мазута в печи. Для этого мазут нагревают в печи несколькими параллельными потоками. Так как гудрон легко подвергается термическому разложению, для снижения температуры низа колонны применяют квенчинг – закачку охлаждённого гудрона в низ колонны.

Для снижения количества металлоорганических соединений в вакуумном газойле с нижней тарелки концентрационной части колонны отводится затемнённая фракция. Часть её возвращается после охлаждения в колонну как нижнее циркуляционное орошение, а часть смешивается с мазутом перед печью. Также водяной пар в количестве 0,6% масс. вводят в мазут прямо в змеевик печи – это тоже снижает долю термического разложения мазута. Установлено, что при подаче в змеевик печи 0,18% масс. на мазут водяного пара выход газов разложения уменьшается примерно в два раза.

Из-за больших объёмов паров в колонне диаметр её обычно составляет 8...12 м. Абсолютное давление в верхней части колонны составляет 5,3...13,3 кПа (0,053...0,133 ат).

В концентрационной части вакуумной колонны число тарелок должно быть минимальное. Это необходимо для того, чтобы снизить гидравлическое сопротивление по высоте колонны для прохождения паров и обеспечить наибольший вакуум в зоне питания. Для этих целей вместо тарелок в концентрационной части можно использовать насадки. Колонны с насадками имеют низкое гидравлическое сопротивление, высокую производительность по паровой фазе, широкий диапазон стабильной работы и получают всё большее распространение.

В отгонной части вакуумной колонны тарелки не обязательно должны иметь низкое гидравлическое сопротивление, так как оно не влияет на величину вакуума в зоне питания. Основная задача тарелок в отгонной части – обеспечить хороший массообмен. Для снижения времени пребывания гудрона в зоне высоких температур отгонная часть колонны имеет меньший диаметр и небольшое число тарелок – в пределах 6...8 штук.

На рис. 1.25 представлена схема вакуумной колонны с насадкой.

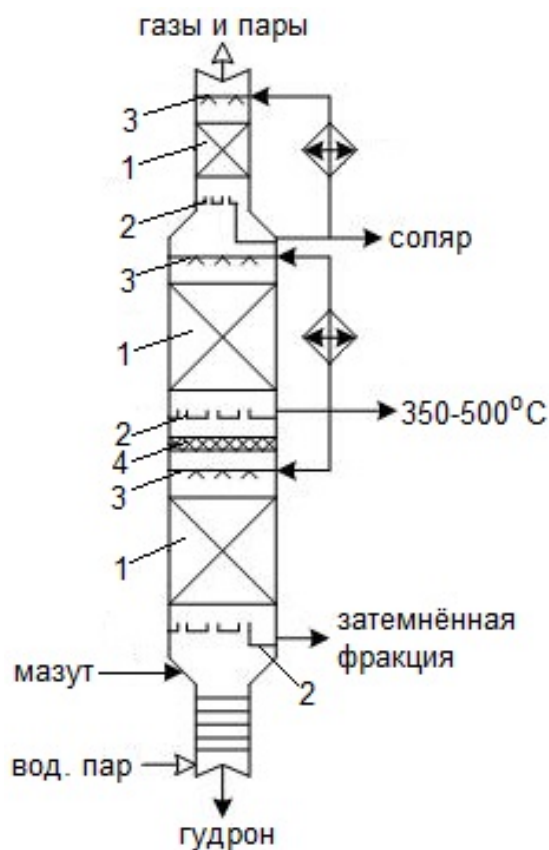


Рис. 1.25. Схема вакуумной колонны с насадкой: 1 – насыпная насадка; 2 – глухая тарелка; 3 – ороситель; 4 – сетчатый сепаратор

На рис. 1.26 представлены некоторые виды насыпных насадок.

1.13.2. Перегонка мазута по масляному направлению

Целью перегонки является получение трёх узких масляных фракций: 350-400°C; 400-450°C и 450-500°C. Иногда ограничиваются двумя фракциями 350-420°C и 420-500°C. Эти фракции являются сырьём для получения компонентов смазочных масел и твёрдых парафинов.

Фракционный состав масляных фракций влияет на их качество. Чем выше температура начала кипения масляной фракции, тем меньше в ней лёгких фракций и тем меньше испаряется масло в рабочих условиях. Чем выше температура конца кипения фракции, тем лучшими вязкостными свойствами обладает эта фракция.

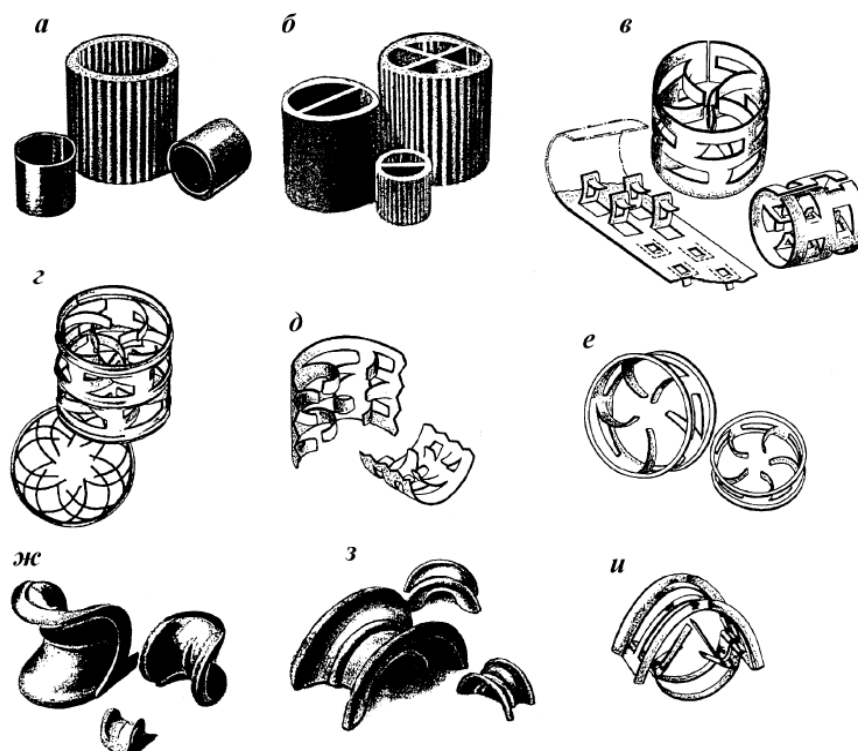


Рис. 1.26. Виды насыпных насадок:

- а – кольца Рашига; б – кольца Рашига с перегородками; в – кольца Палля;
 г – кольца Ну-Пак фирмы «Norton»; д – полукольца Levapak;
 е – кольца Cascade Mini-Rings фирмы «Glitch»; ж- седла Берля;
 з – седла Инталлокс; и – седла Инталлокс фирмы «Norton»

При перегонке мазута по масляному варианту необходимо обеспечить как можно более чёткое разделение мазута на фракции. Особенно необходимо наиболее чётко отделить фракцию 450-500°C от гудрона. Масляные фракции должны иметь низкую коксуемость, с низким содержанием смол, а гудрон с низким содержанием масляных фракций. Налегание температур кипения у масляных фракций должно быть не более 20...25°C, в их составе должно быть не более 15% фракций, выкипающих ниже температуры начала кипения и не более 2% фракций, выкипающих выше температуры конца кипения. Такой чёткости ректификации можно достичь с использованием боковых отпарных колонн – стриппингов.

По масляному варианту мазут можно перегонять по схемам с однократным и с двукратным испарением.

1) *Установка ВТ по масляному направлению с однократным испарением мазута.* Схема установки представлена на рис. 1.27.

Мазут насосом подаётся в печь, где нагревается до температуры не выше 420°C, при этом однократно частично испаряется и поступает под нижнюю тарелку концентрационной части вакуумной колонны. Давление наверху колонны составляет около 0,0067...0,0107 МПа (0,067...0,107 ат);

в секции питания 0,0134...0,033 МПа (0,134...0,33 ат). Расход водяного пара в низ вакуумной колонны составляет 5...10% масс. на гудрон, в низ стриппингов – 3...4% на масляную фракцию. Температура верха колонны должна быть не более 100°С. При более высокой температуре наблюдается унос масляной фракции с парами, уходящими с верха колонны в систему создания вакуума. Лёгкая масляная фракция 350-400°С отбирается с соответствующей тарелки колонны, часть этой фракции после охлаждения возвращается на верхнюю тарелку как циркуляционное орошение. Средняя (400-450°С) и тяжёлая (450-500°С) масляные фракции отбираются из соответствующих стриппингов.

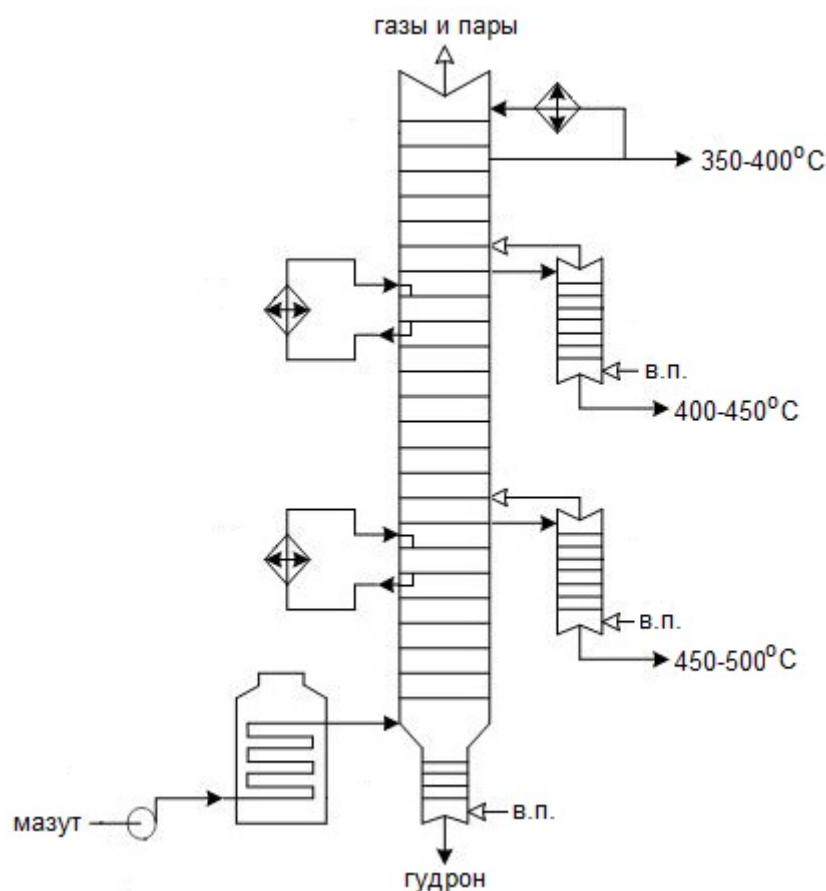


Рис. 1.27. Схема установки ВТ по масляному направлению с однократным испарением мазута

Количество тарелок в отпарной колонне плюс количество тарелок в соответствующей секции должно быть в пределах 12...14 штук, из них половина – в стриппинге. Пары из отпарной колонны подаются на одну тарелку выше точки отвода флегмы в этот стриппинг.

Для обеспечения достаточной величины вакуума в секции питания необходимо, чтобы гидравлическое сопротивление одной тарелки было не более 260 Па, а к.п.д. тарелки – не ниже 70...80%.

Недостатки данной схемы: хорошего качества масляных фракций достичь трудно, так как для этого нужно увеличивать число тарелок, а это приводит к снижению вакуума в зоне питания и чёткость ректификации не достигается. Для улучшения качества масляных фракций вместо тарелок применяют насадки. С насадками параметры установки следующие: температура нагрева мазута $370...390^{\circ}\text{C}$, температура верха колонны $50...55^{\circ}\text{C}$, абсолютное давление верха колонны не более $0,002\text{ МПа}$ ($0,02\text{ ат}$), в секции питания – не более $0,0013...0,0067\text{ МПа}$ ($0,013...0,067\text{ ат}$), водяной пар в низ основной колонны можно не подавать.

2) Установка ВТ по масляному направлению с двукратным испарением мазута по широкой масляной фракции.

Схема установки представлена на рис. 1.28.

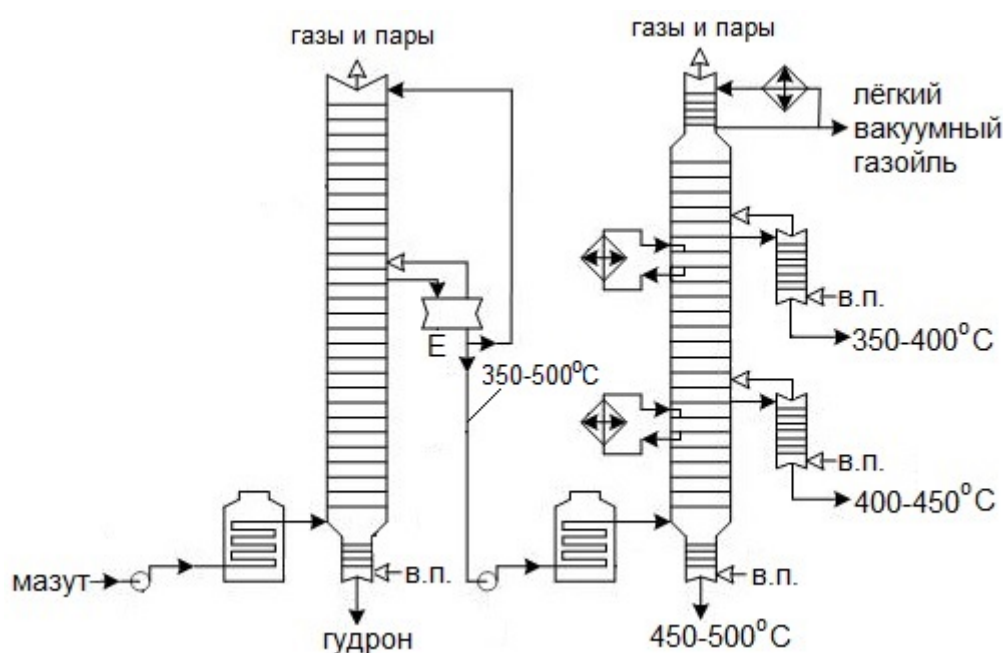


Рис. 1.28. Схема установки ВТ с двукратным испарением по широкой масляной фракции

В отличие от предыдущей схемы, применяются две вакуумные колонны, поэтому эта схема самая дорогая и энергоёмкая. Мазут насосом подаётся в печь, где нагревается до $400...420^{\circ}\text{C}$, частично испаряется и поступает в первую вакуумную колонну, в которой отбирается в качестве бокового погона широкая масляная фракция $350-500^{\circ}\text{C}$. Так как отбирается только одна масляная фракция, в этой колонне можно установить небольшое число тарелок и обеспечить наиболее глубокий вакуум в зоне питания и наиболее полно извлечь эту фракцию из гудрона.

Широкая масляная фракция отбирается сначала в пустотелую емкость (осушитель) *E*, где она освобождается от газов и паров. Часть этой фракции возвращается в колонну как циркуляционное орошение, а остальное

количество насосом подается в печь, где нагревается до температуры $350\ldots 360^{\circ}\text{C}$ и во второй вакуумной колонне разделяется на узкие фракции. Верхний боковой дистиллят колонны – лёгкий вакуумный газойль, лёгкая ($350\text{--}400^{\circ}\text{C}$) и средняя ($400\text{--}450^{\circ}\text{C}$) масляные фракции отбираются из соответствующих стриппингов, а тяжёлая масляная фракция ($450\text{--}500^{\circ}\text{C}$) отбирается в качестве остатка. В связи с тем, что в эту колонну с сырьём не поступают термически нестойкие фракции гудрона, в колонне можно установить больше тарелок и обеспечить высокое качество узких масляных фракций. Газы и пары с верха обеих вакуумных колонн поступают в систему создания вакуума.

3) Установка ВТ по масляному направлению с двукратным испарением мазута по остатку. Схема установки представлена на рис. 1.29.

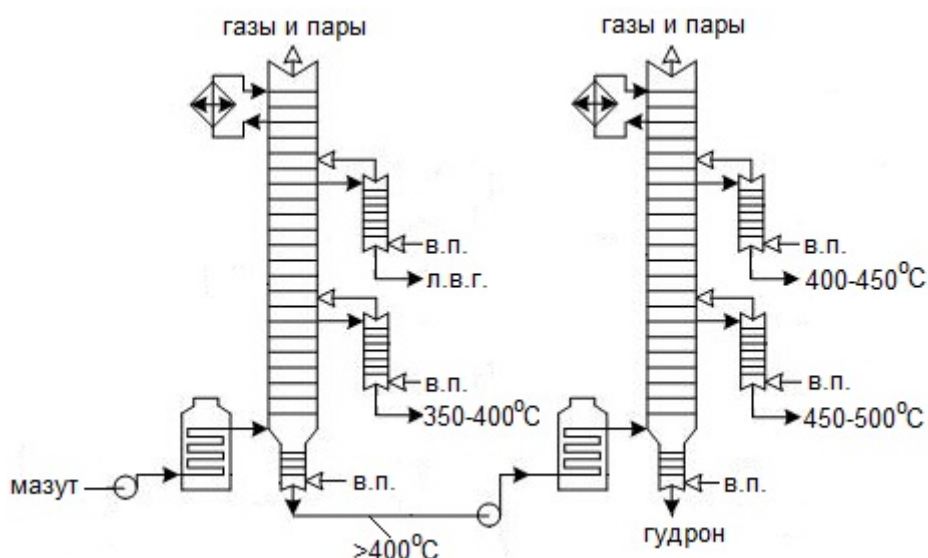


Рис. 1.29. Схема установки ВТ с двукратным испарением по остатку

Мазут после нагрева и частичного испарения в печи поступает в первую вакуумную колонну. Боковые дистилляты этой колонны – лёгкий вакуумный газойль (л.в.г.) и фракция $350\text{--}400^{\circ}\text{C}$. Остаток первой вакуумной колонны ($> 400^{\circ}\text{C}$) нагревается в печи и разделяется во второй вакуумной колонне.

Во второй вакуумной колонне поддерживается более глубокий вакуум, чем в первой, так как нагрев тяжёлого остатка ($> 400^{\circ}\text{C}$) в печи связан с опасностью термической деструкции. Создание глубокого вакуума требует и более высокого расхода водяного пара в эжекторах, которые входят в систему создания вакуума. Эта схема позволяет увеличить флегмовые числа в колоннах за счёт уменьшения объёмного расхода паров и, следовательно, повысить качество узких масляных фракций.

1.13.3. Создание вакуума в колоннах

Вакуум обеспечивается конденсацией паров, уходящих с верха вакуумной колонны и эжектированием неконденсирующихся газов. С верха вакуумной колонны обычно уходят: пары вакуумного газойля, газы разложения (термического распада), водяной пар, инертные газы. В состав газов разложения входят: CO_2 , H_2 , H_2S , CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} , C_6H_{14} и др. Содержание газов разложения зависит от химического состава нефти и от параметров процесса перегонки. Количество водяного пара зависит от его расхода в низ колонны и в стриппинги. Инертные газы – это воздух (0,001...0,14% масс. на мазут) и азот. Пары вакуумного газойля составляют 0,005...0,42% масс. на мазут.

В качестве вакуумных насосов применяют струйные насосы – одно-, двух- или трёхступенчатые эжекторы, работающие на водяном паре с промежуточной его конденсацией. Одноступенчатые эжекторы создают неглубокий вакуум – до 0,01...0,013 МПа (0,1...0,13 ат).

Существуют разные схемы создания вакуума.

1) Система создания вакуума барометрический конденсатор – эжектор. Газы и пары с верха вакуумной колонны (рис. 1.30) поступают под нижнюю тарелку барометрического конденсатора смешения БК. Барометрический конденсатор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с каскадными ситчатыми тарелками, на верхнюю тарелку которого подаётся холодная вода. Газы и пары из вакуумной колонны (рис. 1.30) поступают под нижнюю тарелку барометрического конденсатора смешения БК. Барометрический конденсатор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с каскадными ситчатыми тарелками, на верхнюю тарелку которого подаётся холодная вода.

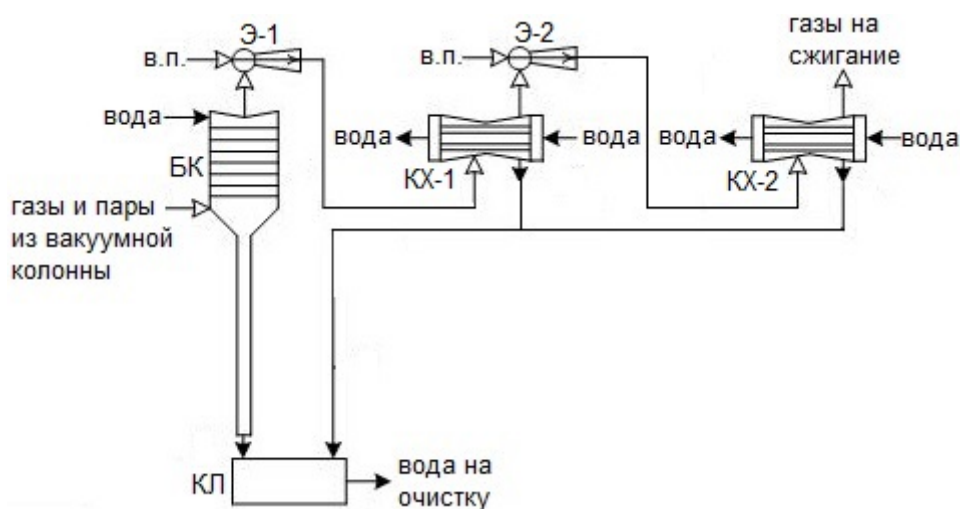


Рис. 1.30. Система создания вакуума барометрический конденсатор – эжектор: БК – барометрический конденсатор; КЛ - барометрический колодец; Э-1, Э-2 – первая и вторая ступени пароструйного эжектора; КХ-1, КХ-2 - конденсаторы-холодильники

На тарелках происходит конденсация основной массы водяных и части нефтяных паров. Получившийся конденсат стекает по барометрической трубе высотой не менее 10 метров в открытый барометрический колодец *КЛ*, откуда загрязненная нефтепродуктами вода уходит на очистные сооружения. Барометрическая труба также играет роль гидрозатвора между окружающей средой и вакуумной колонной.

Несконденсировавшиеся газы и пары с верха барометрического конденсатора засасываются первой ступенью парового эжектора *Э-1* и поступают в конденсатор-холодильник *КХ-1*, где за счёт охлаждения холодной водой они конденсируются и стекают в барометрический колодец *КЛ*. Несконденсировавшиеся газы и пары из первого конденсатора-холодильника *КХ-1* отсасываются второй ступенью эжектора *Э-2* во второй конденсатор-холодильник *КХ-2*.

Сконденсировавшиеся во второй ступени газы и пары стекают в барометрический колодец *КЛ*, а несконденсировавшиеся газы и пары из *КХ-2* идут на сжигание в трубчатую печь. Расход пара в эжектор составляет 1...3% на мазут, давление пара 10...12 ат. На рис. 1.30 показаны две ступени эжекции, но могут быть и три.

Недостатки данной схемы: большой расход воды (для установки, перерабатывающей 6 млн т нефти в год, расход составляет 1250 м³/ч); значительный объём загрязнённой воды, в которой содержится до 5,5% нефтепродуктов в расчёте на мазут (это большие потери); сточная вода значительно загрязняется сероводородом, затрудняющим очистку из-за образования стойкой эмульсии; сжигание отходящих газов, содержащих сероводород, загрязняет атмосферу.

2) Система создания вакуума конденсатор-холодильник – барометрический конденсатор – эжектор. Схема представлена на рис. 1.31. Газы и пары с верха вакуумной колонны поступают в конденсатор-холодильник *КХ-1*, где основная часть углеводородных паров конденсируется.

Далее в вакуумном приёмнике *ВП* конденсат отделяется и поступает в барометрический колодец *КЛ-1*, а несконденсировавшиеся газы и пары из *ВП* поступают в барометрический конденсатор *БК*. Далее процесс повторяет предыдущую схему на рис. 1.30. В результате значительно снижается объём нефтяных паров, поступающих в барометрический конденсатор *БК*, уменьшается расход воды на верх *БК* и, следовательно, сокращается общий объём загрязнённой воды в барометрическом колодце *КЛ-2*. Кроме этого, воду из *КЛ-2* можно подавать в *БК*, а углеводородный конденсат из *КЛ-1* можно подавать как острое орошение вакуумной колонны.

Недостатком такой системы является необходимость для обеспечения той же величины вакуума применения воды в *КХ-1* с более низкой температурой (или больший её расход) по сравнению с барометрическим конденсатором.

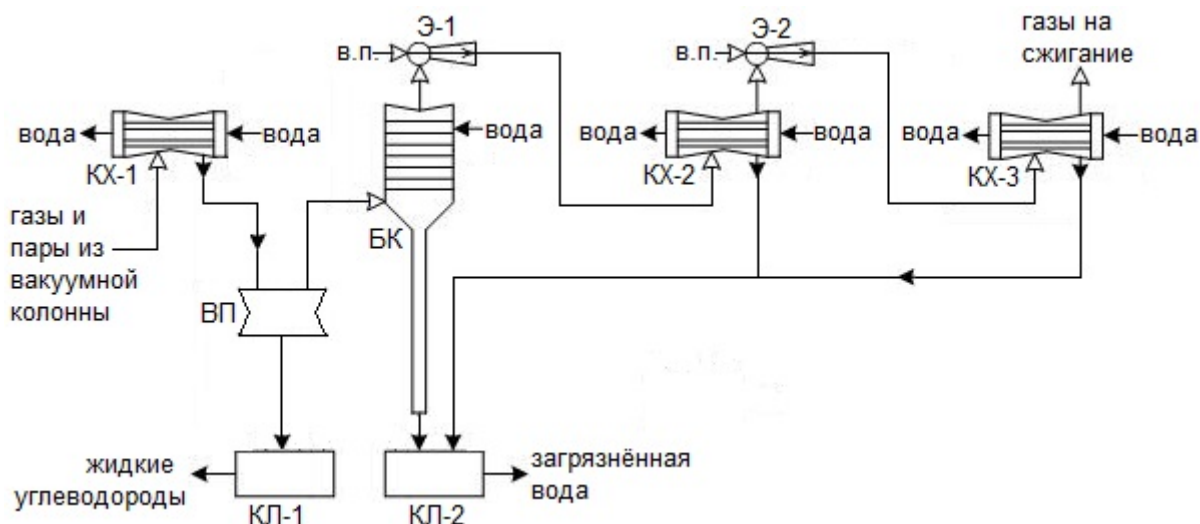


Рис. 1.31. Система создания вакуума конденсатор-холодильник – барометрический конденсатор – эжектор: КХ-1, КХ-2, КХ-3 – конденсаторы-холодильники, Э-1, Э-2 – первая и вторая ступени пароструйного эжектора; ВП – вакуумный приёмник; БК – барометрический конденсатор; КЛ-1, КЛ-2 – барометрические колодцы

3) Система создания вакуума конденсатор-холодильник – эжектор. Схема представлена на рис. 1.32.

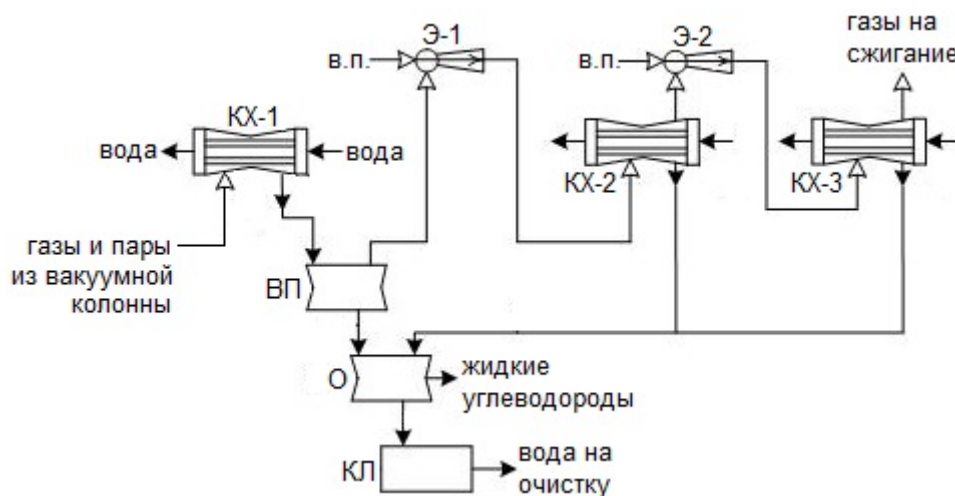


Рис. 1.32. Система создания вакуума конденсатор-холодильник – эжектор: Э-1, Э-2 – первая и вторая ступени пароструйного эжектора; КХ-1, КХ-2, КХ-3 – конденсаторы-холодильники; ВП – вакуумный приёмник; О - отстойник; КЛ – барометрический колодец

В данной схеме отсутствует барометрический конденсатор, поэтому в конденсаторах-холодильниках должны быть созданы условия для конденсации основной массы газов и паров (низкая температура воды, высо-

кий её расход). Продукты конденсации из *KX-1,2,3* сначала поступают в вакуумный приёмник *ВП*, затем в отстойник *O*, где жидкие углеводороды отстаиваются от воды. Вода затем поступает в барометрический колодец *КЛ* и далее на очистку.

4) Система создания вакуума эжектор – барометрический конденсатор – эжектор. Схема представлена на рис. 1.33.

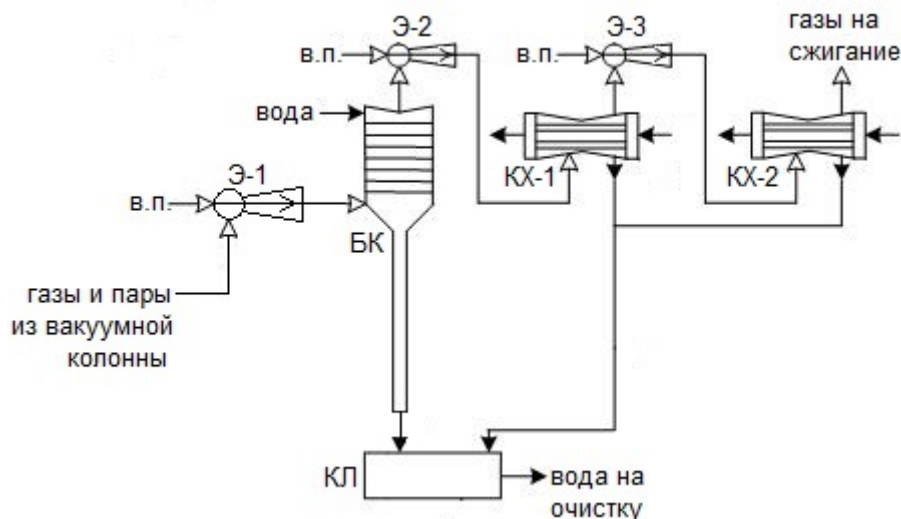


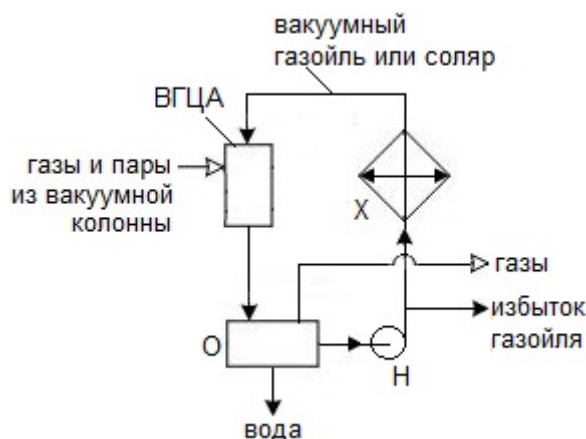
Рис. 1.33. Система создания вакуума эжектор – барометрический конденсатор – эжектор: Э-1, Э-2, Э-3 – пароструйные эжекторы; БК - барометрический конденсатор; КЛ – барометрический колодец; КХ-1, КХ-2 - конденсаторы-холодильники

Схема применяется для создания глубокого вакуума (0,00067...0,00133 МПа). Так как все газы и пары из вакуумной колонны поступают в предварительный эжектор Э-1, размеры его достаточно велики и необходим значительный расход водяного пара на эжекцию. Далее система повторяет схему на рис. 1.30. В отличие от предыдущих схем, имеющих в своём составе барометрический конденсатор, в данном случае глубина вакуума не зависит от температуры воды, отходящей из *БК*.

В рассмотренных системах глубина вакуума в вакуумных колоннах значительной степени зависит от температуры холодной воды, подаваемой в барометрический конденсатор и в конденсаторы-холодильники. При вакуумной перегонке с водяным паром остаточное давление в колонне не может быть меньше давления насыщенных паров воды при температуре их конденсации. Поэтому летом вакуум падает, а зимой повышается.

В целом паровые эжекторы имеют низкие КПД. Поэтому есть тенденция постепенно их заменять на механические вакуумные насосы. Это позволит отказаться от дополнительных затрат на создание водяного пара, от необходимой очистки большого количества загрязненной воды. Также есть тенденция отказа от барометрических конденсаторов или вместо ба-

рометрических колодцев применять экологические сборники закрытого типа. А также иногда вместо воды наверх барометрического конденсатора подают холодный вакуумный газойль.



По сравнению с традиционным способом создания вакуума с использованием паровых эжекторов, система создания вакуума на базе ВГЦ-агрегатов обладает следующими преимуществами:

1.14. Вторичная перегонка бензина

На установках АТ из нефти выделяют широкую бензиновую фракцию: н.к.-180°С или н.к.-140°С. Эту фракцию подвергают вторичной перегонке на либо на отдельных установках вторичной перегонки бензина, либо в блоках вторичной перегонки комбинированных установок. Ассортимент получаемых узких фракций при вторичной перегонке бензина рассмотрен в разделе 1.5.

Все установки вторичной перегонки бензина состоят из ректификационных колонн, работающих под давлением. Колонны могут быть как простые, так и сложные. В зависимости от направления переработки нефти на НПЗ вторичная перегонка бензина производится по топливному или по топливно-нефтехимическому варианту.

По *топливному варианту* получают две целевые фракции: 28-85°С и 85-180°С. Фракция 28-85°С используется как компонент товарных бензинов, а фракция 85-180°С – как сырьё каталитического риформинга для получения высокооктанового компонента бензинов. Схема перегонки по топливному варианту (рис. 1.35) состоит из двух колонн, одна из которых является колонной стабилизации (или просто стабилизатором).

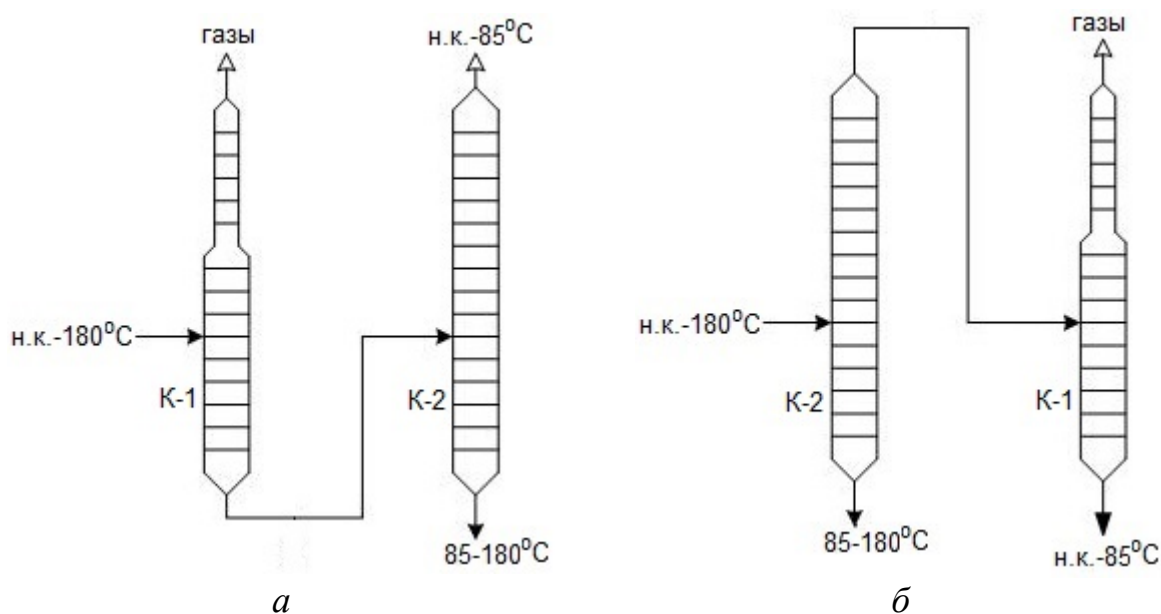


Рис. 1.35. Вторичная перегонка широкой бензиновой фракции по топливному варианту: К-1 – колонна стабилизации, К-2 – ректификационная колонна, а – с расположением стабилизатора в начале схемы, б – с расположением стабилизатора в конце схемы

В стабилизаторе отделяются остатки углеводородных газов $C_1 - C_4$. Кроме этого, извлекается до 96...99% сероводорода, что позволяет сократить расход реагентов при щелочной очистке бензина. Схема б более эко-

номичная, а схема *a* более гибкая, так как позволяет выделить стабильную фракцию н.к.-180°C, которую можно использовать при необходимости для других целей.

По топливно-нефтехимическому варианту широкую фракцию бензина перегоняют на несколько узких фракций, поэтому схема состоит из нескольких колонн. Различают прямые и последовательно-параллельные схемы перегонки. На рис. 1.36, 1.37 и 1.38 представлены варианты прямых схем без предварительной стабилизации бензина.

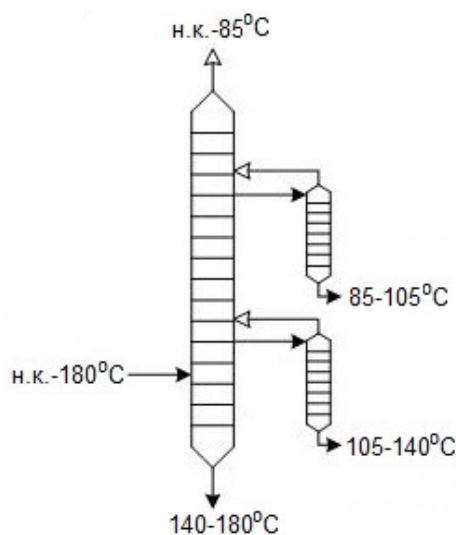


Рис. 1.36. Прямая схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

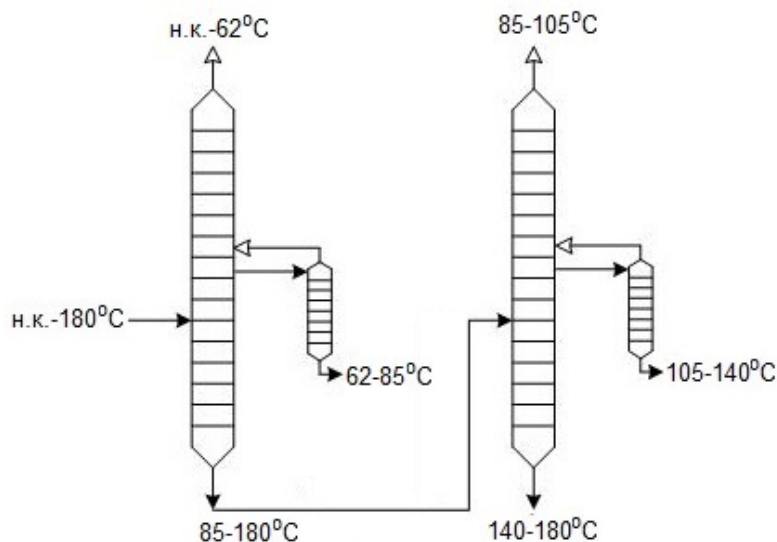


Рис. 1.37. Прямая схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

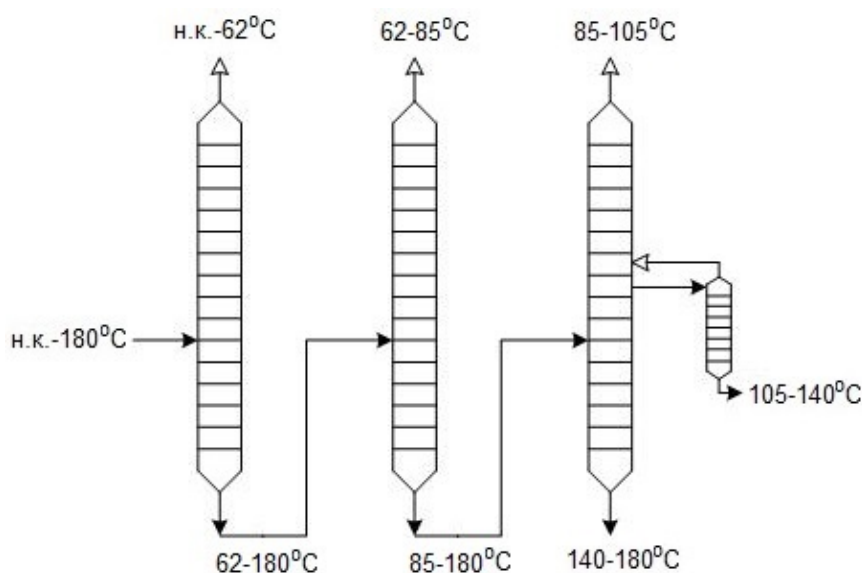


Рис. 1.38. Прямая схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

В широкой бензиновой фракции может быть до 3% лёгких газов, которые при вторичной перегонке попадают во фракцию н.к.-62°C. Там их количество может достигать 8...10%. Высокое содержание газов осложняет охлаждение и конденсацию дистиллята. На рис. 1.39 приведён вариант прямой схемы со стабилизацией.

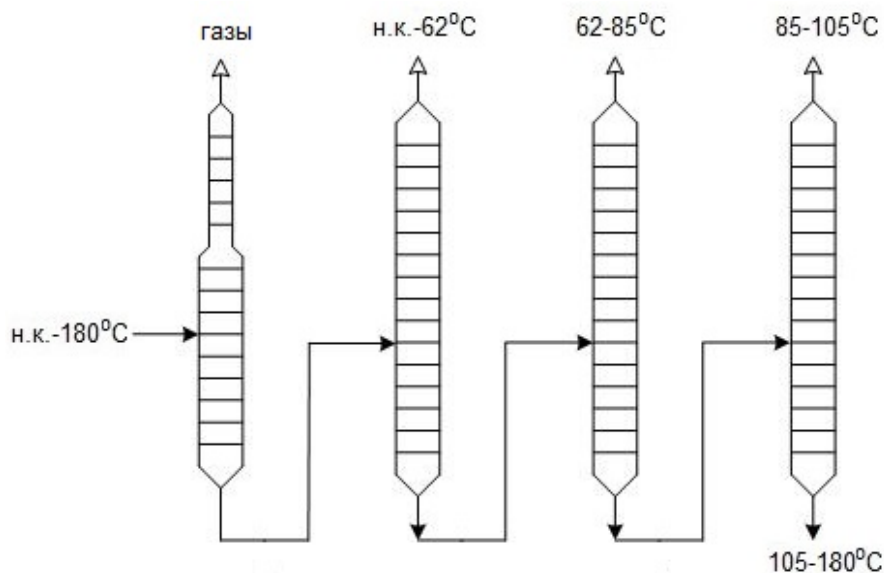


Рис. 1.39. Прямая схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

В последовательно-параллельных схемах перегонки сырьё предварительно разделяется на менее широкие фракции, которые отдельно разде-

ляются на более узкие. На рис. 1.40 и 1.41 представлены варианты схем с предварительной стабилизацией.

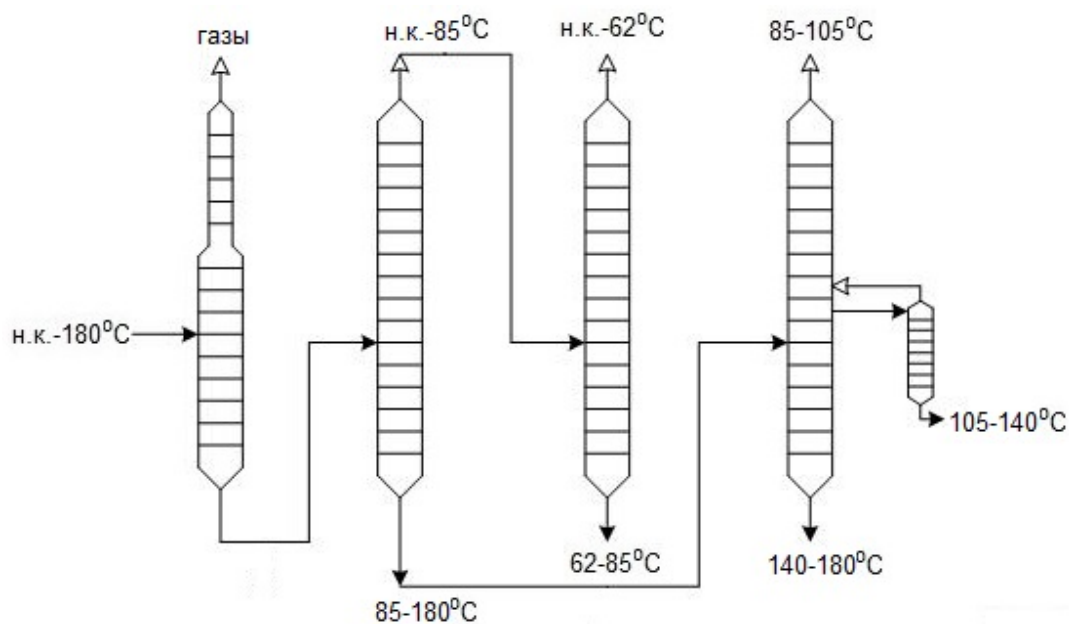


Рис. 1.40. Последовательно-параллельная схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

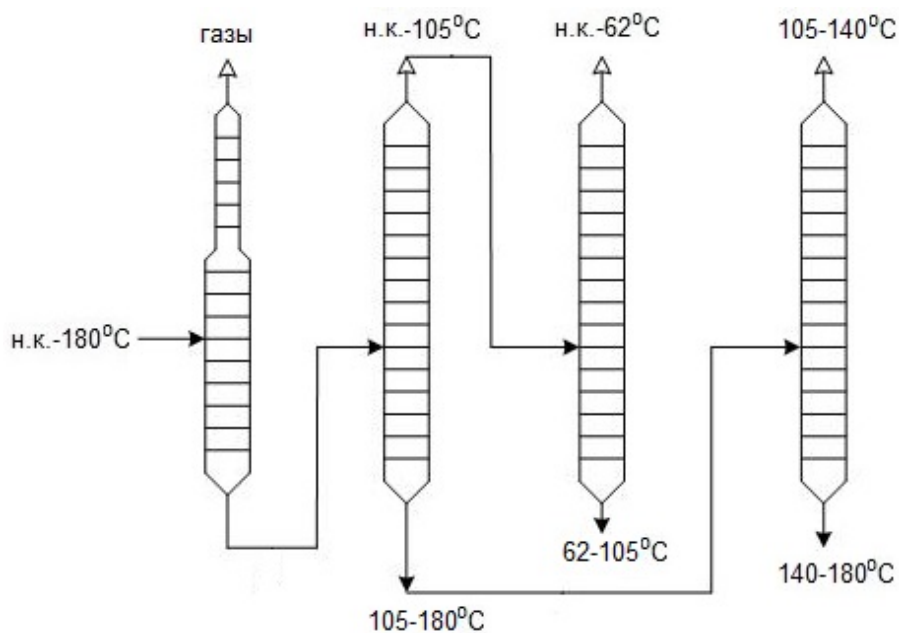


Рис. 1.41. Последовательно-параллельная схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

На рис. 1.42 представлена схема для выделения фракции 62-140°C, которая используется как сырьё риформинга для получения суммарных

ароматических углеводородов. В данной схеме происходит стабилизация фракции н.к.-62°C, а не всего бензина.

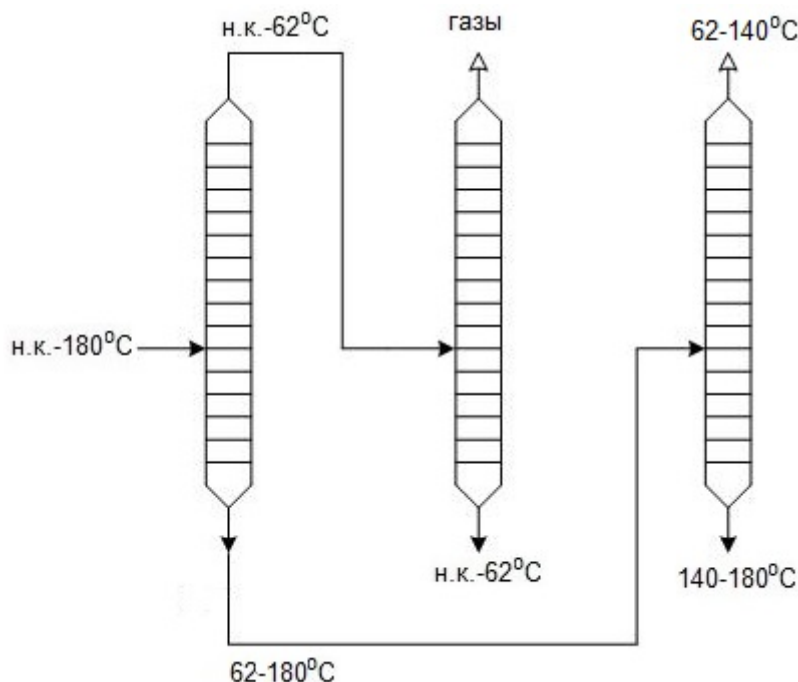


Рис. 1.42. Последовательно-параллельная схема вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

Для повышения эффективности вторичной перегонки при выборе схемы необходимо придерживаться правил:

1) Узкую фракцию с малым содержанием в сырье необходимо предварительно выделить с двумя соседними.

2) В первой ректификационной колонне широкую фракцию бензина лучше делить по границе, где соседние узкие фракции имеют большие доли в сырье.

3) Схема перегонки должна быть такая, чтобы в каждой колонне количественные выходы продуктов были примерно одинаковыми.

На рис. 1.43 приведена технологическая схема установки вторичной перегонки бензина. Широкая бензиновая фракция н.к.-180°C насосом 1 прокачивается через теплообменники 2, 3, 4, змеевик печи 5 и подаётся в парожидкостном состоянии в ректификационную колонну 6. Давление в колонне 0,33...0,38 МПа, температура верха 104°C, низа 170°C. Дистиллят колонны - фракция н.к.-85°C - проходит АВО 7, водяной холодильник 8 и поступает в приёмник 9. Отсюда насосом 10 часть конденсата идёт на орошение в колонну 6, остальное в колонну 11. Подача тепла в низ колонны 6 осуществляется за счёт циркуляции части остатка насосом 12 через змеевик печи 5 (горячая струя). Балансовое количество остатка идёт в колонну 13.

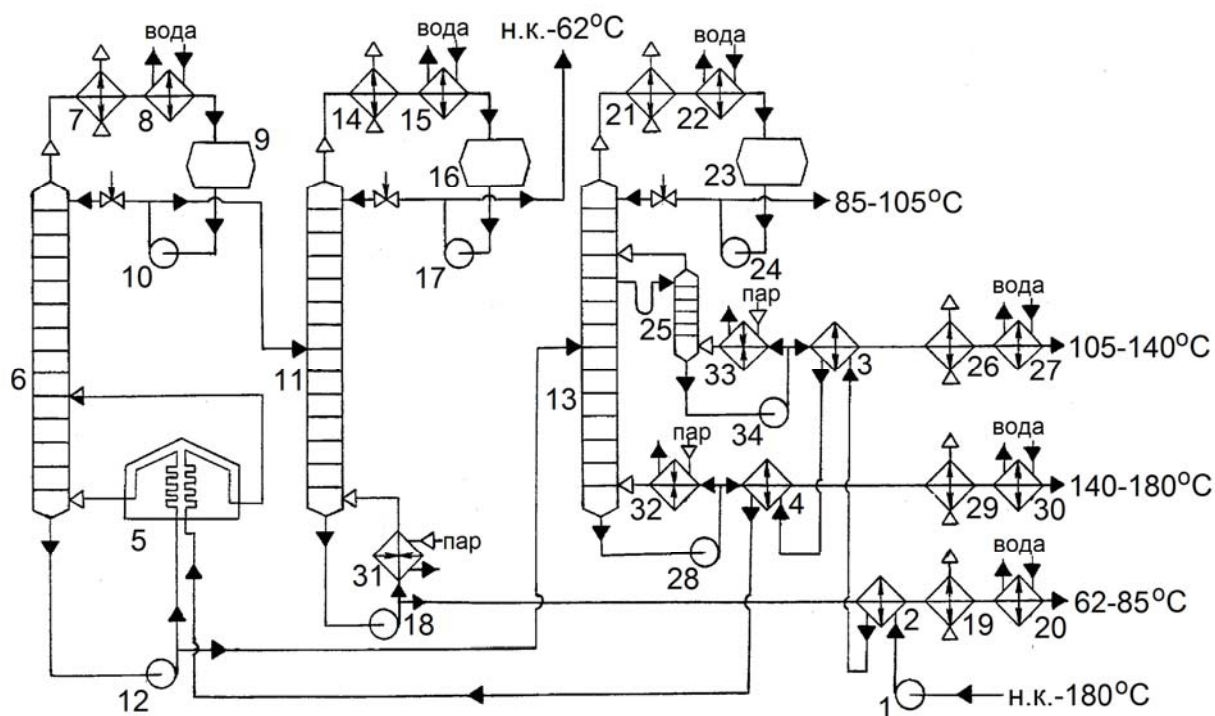


Рис. 1.43. Технологическая схема установки вторичной перегонки широкой бензиновой фракции

Давление в колонне 11 составляет 0,28...0,32 МПа, температура верха 78°C, низа 122°C. Дистиллят колонны - фракция н.к.-62°C – охлаждается и конденсируется в АВО 14, водяном холодильнике 15 и поступает в приёмник 16. Отсюда насосом 17 часть фракции идёт на орошение колонны 11, остальное количество отводится с установки. Остаток колонны 11 - бензольная фракция 62-85°C - насосом 18 через теплообменник 2, АВО 19 и водяной холодильник 20 отводится с установки.

Давление в колонне 13 составляет 0,12...0,16 МПа, температуры верха 105°C, низа 168°C. Дистиллят колонны 13 - толуольная фракция 85-105°C - конденсируется в АВО 21, водяном холодильнике 22 и поступает в приёмник 23. Отсюда насосом 24 часть конденсата идёт на орошение колонны 13, остальное количество отводится с установки.

Ксилольная фракция 105-140°C отбирается как боковой погон из отпарной колонны 25 насосом 34. Фракция охлаждается в теплообменнике 3, АВО 26, водяном холодильнике 27 и отводится с установки.

Остаток колонны 13 - фракция тяжёлого бензина 140-180°C - насосом 28 через теплообменник 4, АВО 29 и водяной холодильник 30 отводится с установки.

Подвод тепла в низ колонн 11, 13 и 25 осуществляется за счёт испарения части остатков колонн соответственно в паровых подогревателях (рибойлерах) 31, 32 и 33.

1.15. Комбинированная установка перегонки нефти (АВТ)

Технологическая схема комбинированной атмосферно-вакуумной установки АВТ представлена на рис. 1.44.

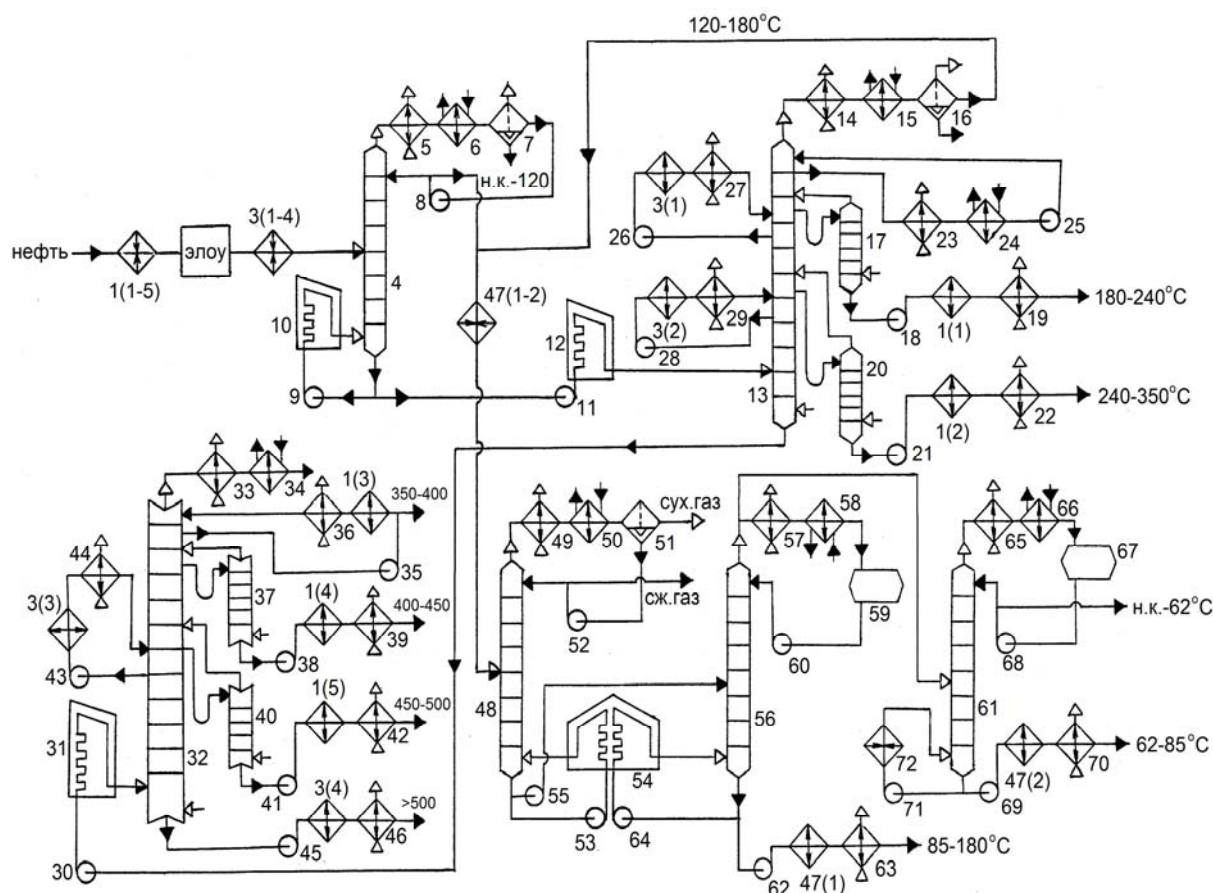


Рис. 1.44. Технологическая схема установки АВТ

Современные установки АВТ состоят из следующих блоков:

1. Предварительный нагрев нефти в теплообменниках.
2. Электрообессоливание и обезвоживание нефти (ЭЛОУ).
3. Нагрев обезвоженной нефти в теплообменниках.
4. Отбензинивание нефти.
5. Перегонка отбензиненной нефти в атмосферной колонне на фракции.
6. Перегонка мазута в вакуумной колонне на фракции.
7. Стабилизация и вторичная перегонка широкой бензиновой фракции.

На схеме блоки 1, 2 и 3 показаны упрощённо. Нефть несколькими параллельными потоками проходит группу теплообменников 1(1-5), где нагревается до 100...130°C теплом отходящих с установки продуктов. Затем нефть проходит блок ЭЛОУ, группу теплообменников 3(1-4), где нагревается до 200...250°C теплом циркуляционных орошений и отходящего с ус-

тановки гудрона. Далее нефть поступает в отбензинивающую колонну 4. Давление в колонне 0,5...0,7 МПа, температура верха 150...170°C, низа 240...250°C. С верха колонны уходят газы, пары воды и лёгкая бензиновая фракция н.к.-120°C. Дистиллят конденсируется и охлаждается в АВО 5, водяном холодильнике 6 и разделяется в сепараторе 7. С верха сепаратора 7 отводятся газы (метан, этан, сероводород и др.), с низа сепаратора отводится вода, а бензиновая фракция насосом 8 частично подаётся на орошение колонны 4, остальное количество - в блок стабилизации и вторичной перегонки бензина (колонны 48, 56, 61). Температура низа колонны 4 поддерживается циркуляцией насосом 9 частично отбензиненной нефти через печь 10 (горячая струя).

Избыток отбензиненной нефти насосом 11 подаётся в печь 12, где она нагревается до 370...380°C и поступает в атмосферную колонну перегонки нефти 13. Давление в колонне 0,17...0,2 МПа, температура верха 170...190°C, низа 330...350°C. С верха колонны 13 отводится фракция тяжёлого бензина 120-180°C, пары воды и газы разложения углеводородов от нагрева нефти в печи.

Дистиллят колонны 13 охлаждается и конденсируется в АВО 14, водяном холодильнике 15 и разделяется в отстойнике-сепараторе 16. С верха сепаратора отходит сухой газ, с низа водный конденсат (в систему очистки сточных вод), верхний слой конденсата - фракция 120-180°C тяжёлого бензина - отводится на стабилизацию и вторичную перегонку в колонны 48, 56, 61.

Керосиновая фракция 180-240°C отводится как боковой погон с низа отпарной колонны 17 насосом 18, охлаждается в теплообменнике 1(1), АВО 19 и отводится с установки.

Фракция дизельного топлива 240-350°C отводится как боковой погон в низа отпарной колонны 20 насосом 21, охлаждается в теплообменнике 1(2), АВО 22 и отводится с установки.

Колонна 13 имеет три циркуляционных орошения. Верхнее орошение - флегма с третьей тарелки поступает через аппарат воздушного охлаждения 23, водяной холодильник 24 и насосом 25 закачивается на верхнюю тарелку колонны. Среднее орошение - флегма забирается насосом 26, прокачивается через теплообменник 3(1), АВО 27 и возвращается в колонну на три тарелки выше отборной. Нижнее циркуляционное орошение подаётся насосом 28 через теплообменник 3(2) и АВО 29. Подвод тепла в низ колонн 13, 17 и 20 осуществляется острым водяным паром.

С низа колонны 13 отбирается мазут (> 350°C), который насосом 30 подаётся в змеевик печи 31, где нагревается до 380...400°C и в парожидком состоянии подаётся в вакуумную колонну 32. Давление наверху колонны около 7...8 КПа, температура верха 180...200°C, низа 360...360°C.

С верха колонны 32 отводятся газы разложения, пары воды, воздуха (который проникает в колонну из-за неполной герметичности) и через АВО 33, водяной холодильник 34 поступают далее в систему создания вакуума (на схеме не показано).

Первая масляная фракция 350-400°C с третьей верхней тарелки колонны 32 забирается насосом 35 и отводится с установки. Часть фракции через теплообменник 1(3) и АВО 36 возвращается на верхнюю тарелку как циркуляционное орошение.

Вторая масляная фракция 400-450°C отводится с установки как боковой погон с низа отпарной колонны 37 насосом 38 через теплообменник 1(4) и аппарат воздушного охлаждения 39.

Третья масляная фракция 450-500°C отводится с установки как боковой погон с низа отпарной колонны 40 насосом 41 через теплообменник 1(5) и АВО 42.

Нижнее циркуляционное орошение колонны 32 осуществляется насосом 43 через теплообменник 3(3) и АВО 44.

Остаток вакуумной перегонки - гудрон ($> 500^{\circ}\text{C}$) - отводится с низа колонны 32 насосом 45 через теплообменник 3(4) и АВО 46. В низ колонн 32, 37 и 40 подаётся острый водяной пар.

Фракции н.к.-120°C и 120-180°C из сепараторов 7 и 16 объединяются в один поток, проходят теплообменники 47(1-2) и подаются в колонну стабилизации 48. С верха колонны отводятся газы, которые охлаждаются в АВО 49, водяном холодильнике 50 и поступают в сепаратор 51, в котором сухой газ отделяется от сжиженного газа. Сухой газ обычно поступает в топливную сеть завода, часть сжиженного газа подаётся на орошение насосом 52, остальное количество отводится на установку газодифракционирования.

Подвод тепла в низ колонны 48 осуществляется за счёт циркуляции стабильного бензина насосом 53 через змеевик печи 54.

Стабильный бензин насосом 55 подаётся в колонну 56, с верха которой отводится фракция н.к.-85°C. Часть фракции проходит АВО 57, водяной холодильник 58, сборник 59 и насосом 60 подаётся на орошение колонны 56. Остальное количество дистиллята направляется в колонну 61.

С низа колонны 56 фракция 85-180°C отводится с установки насосом 62 через теплообменник 47(1) и АВО 63. Тепло в низ колонны подводится за счёт циркуляции части остатка насосом 64 через второй змеевик печи 54.

С верха колонны 61 отводится фракция н.к.-62°C, которая через АВО 65, водяной холодильник 66, сборник 67 насосом 68 выводится с установки. Часть фракции идёт на орошение колонны 61.

С низа колонны 61 насосом 69 отводится фракция 62-85°C через теплообменник 47(2) и АВО 70. Тепло в низ колонны подводится за счёт циркуляции части остатка насосом 71 через подогреватель 72.

2. ПЕРЕРАБОТКА ГАЗА

2.1. Направления и продукция переработки газа

Попутный нефтяной газ (или просто нефтяной газ) является составной частью пластовой нефти и отделяется от неё при подготовке нефти на промыслах. Переработка попутного газа производится на газоперерабатывающих заводах (ГПЗ).

Нефтяной газ состоит из предельных парафиновых углеводородов от метана CH_4 до гексана C_6H_{14} и выше. Основное содержание обычно приходится на углеводороды от метана до бутана. Содержание парафинов от гексана и выше (иногда до декана $C_{10}H_{22}$), как правило, составляет от десятых долей до нескольких процентов. В общем случае, с увеличением молярной массы углеводорода его содержание в попутном нефтяном газе снижается.

Кроме парафиновых углеводородов попутный нефтяной газ, как правило, содержит диоксид углерода CO_2 (от десятых долей до нескольких процентов), молекулярный азот N_2 (в таких же пределах), пары воды. В зависимости от месторождения, в попутном газе могут присутствовать также сероводород H_2S , гелий He . В табл. 2.1 приведён химический состав нефтяных газов некоторых месторождений.

Таблица 2.1

Состав нефтяных газов некоторых месторождений Западной Сибири

Месторождение	Содержание компонентов, % объёмн.									Содержание C_3^+ , г/м ³
	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12}	C_6^+	CO_2	N_2	H_2S	
Самотлорское	82,88	4,23	6,48	3,54	1,05	0,33	0,32	1,17	-	266
Южно-Балыкское	68,16	9,43	15,98	4,50	0,51	0,66	0,12	0,64	-	472
Правдинское	58,40	11,65	14,53	9,20	3,62	0,57	1,37	0,66	-	662

По содержанию углеводородов от пропана и выше (C_3^+) нефтяные газы делятся на «тощие» - менее 50 г/м³, «жирные» - более 150 г/м³ и промежуточные - 50...150 г/м³. Как следует из табл. 2.1, нефтяной газ представленных месторождений является «жирным».

Нефтяной газ является источником ценного сырья нефтехимии – этана, пропана, изобутана, н-бутана, изопентана, н-пентана.

Природный газ образует самостоятельные залежи в земной коре. Химический состав некоторых месторождений природного газа приведён в табл. 2.2.

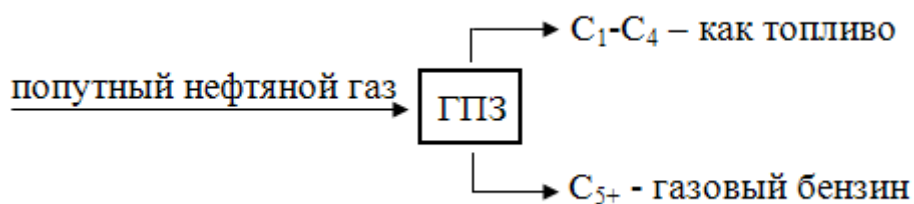
Таблица 2.2

Состав природных газов некоторых месторождений Западной Сибири

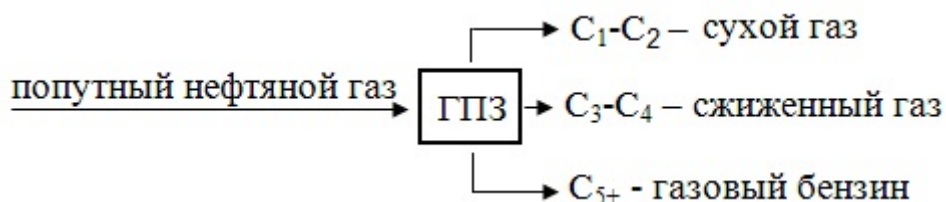
Месторождение	Содержание компонентов, % объёмн.						
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ +	CO ₂	N ₂ и др.
Уренгойское (сеноманская залежь)	97,8	0,10	0,03	0,002	0,01	0,30	1,70
Уренгойское (пласт БУ ₈ валанжинской залежи)	86,33	5,33	2,42	1,12	4,1	0,21	0,40
Заполярное	98,6	0,07	0,02	0,13	0,01	0,18	1,10
Медвежье	98,5	0,10	0,10	0,02	-	0,20	1,50

Природные газы в отличие от нефтяных газов обладают высоким содержанием метана. Углеводородов от этана и выше содержится на порядок меньше. Кроме этого, природные газы могут содержать диоксид углерода CO₂, азот N₂, гелий He, аргон Ar, сероводород H₂S, серооксид углерода COS, сульфид углерода CS₂, меркаптаны RSH. Природный газ в Западной Сибири подготавливают к транспорту непосредственно на промысле на УКПГ (установка комплексной подготовки природного газа). С УКПГ природный газ, состоящий практически из метана, поступает в магистральный газопровод и используется потребителями как энергетическое топливо. Метан также используется как сырьё для получения водорода, синтез-газа, ацетилена, синильной кислоты, метил- и метиленхлоридов, хлороформа, четырёххлористого углерода, технического углерода.

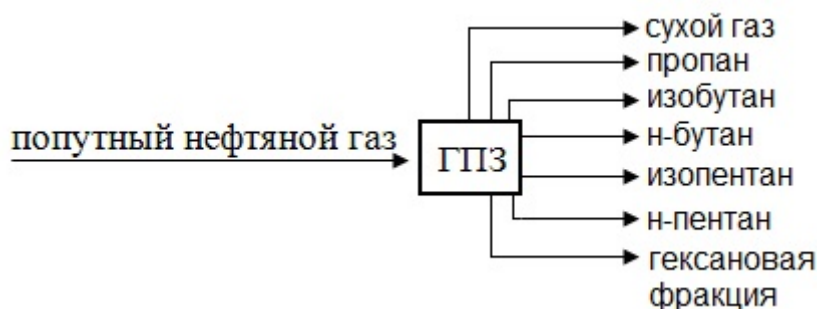
Нефтяной газ начали перерабатывать в 1920-х годах. Первый этап – это 1920-1940-е годы – этап газового бензина. На заводах по переработке газа (тогда их называли газобензиновыми заводами) из нефтяного газа извлекали газовый бензин (углеводороды от C₅ и выше), который использовали как компонент моторных топлив. Оставшийся газ (C₁ - C₄) подвергали очистке от механических примесей, влаги и использовали как топливо.



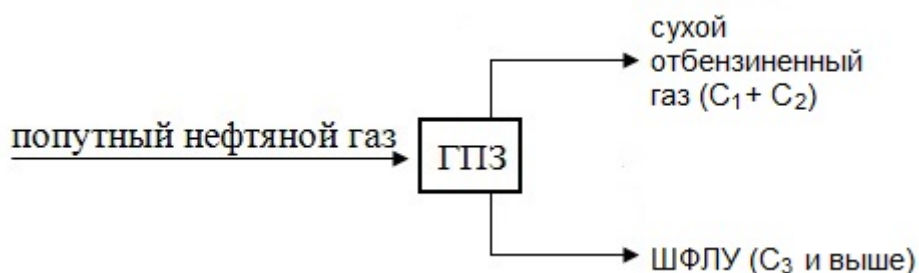
Второй этап – 1950-1960-е годы – этап сжиженного газа. На ГПЗ кроме топливного газа и газового бензина начали получать ещё сжиженный газ (пропан + бутан), который широко применяют как бытовое топливо.



Третий этап начался с 1960-х годов и продолжается по настоящее время - это этап глубокой переработки нефтяного газа. При глубокой переработке нефтяной газ на ГПЗ разделяется на индивидуальные парафиновые углеводороды, которые используются как сырьё нефтехимии. Гексановая фракция используется как компонент автобензина и как сырьё процесса изомеризации.



Большинство газоперерабатывающих заводов в Западной Сибири перерабатывают нефтяной газ с получением двух основных продуктов: сухого отбензиненного газа (СОГ) и широкой фракции лёгких углеводородов (ШФЛУ). СОГ поступает в магистральные газопроводы и используется в основном как энергетическое топливо. В состав СОГ входит в основном метан и этан. ШФЛУ, или нестабильный газовый бензин (НГБ), состоит из углеводородов от пропана и выше.



На некоторых ГПЗ часть ШФЛУ перерабатывается с получением, например, пропана (хладагент для получения искусственного холода), сжиженного газа, стабильного газового бензина (C_5 и выше).

В Западной Сибири основное количество ШФЛУ с газоперерабатывающих заводов поступает на центральную газофракционирующую установку (ЦГФУ) Тобольского нефтехимкомбината для разделения на фракции индивидуальных парафиновых углеводородов.

Газоперерабатывающие заводы классифицируют по объёму перерабатываемого газа, по законченности технологического цикла, по способу отбензинивания. По объёму перерабатываемого газа ГПЗ подразделяются на три группы:

- 1) малой мощности – до 0,5 млрд м³/год;
- 2) средней мощности – от 0,5 до 1,0 млрд м³/год;
- 3) большой мощности – более 1,0 млрд м³/год.

В Западной Сибири большинство ГПЗ большой мощности.

По законченности технологического цикла ГПЗ подразделяются на две группы:

- 1) с законченным технологическим циклом – которые имеют в своем составе газофракционирующие установки (ГФУ);
- 2) с незаконченным технологическим циклом – которые выпускают только СОГ и ШФЛУ и не имеют газофракционирующих установок.

Практически все ГПЗ Западной Сибири – это заводы с незаконченным технологическим циклом.

В табл.2.3.и табл. 2.4 приведены требования к основной продукции ГПЗ Западной Сибири – СОГ и ШФЛУ.

Таблица 2.3

Требования к сухому отбензиненному газу (СОГ)
для холодного региона

Показатели	с 1 мая по 30 сентября	с 1 октября по 30 апреля
Точка росы по влаге, °С, не выше	-10	-20
Точка росы по углеводородам, °С, не выше	-5	-10
Содержание механических примесей г/м ³ , не более	0,003	
Содержание H ₂ S, г/м ³ , не более	0,02	
Содержание меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,036	
Содержание кислорода,% об., не более	1,0	

Таблица 2.4

Требования к широкой фракции лёгких углеводородов (ШФЛУ)

Показатели	Марка «А»	Марка «Б»
Содержание метана и этана, % масс., не более	3	5
Содержание пропана, % масс., не менее	15	-
Содержание бутанов и пентанов, % масс., не менее	45	40
Содержание гексана и выше, % масс., не более	11	25
Содержание H ₂ S и меркаптановой серы, % масс., не более	0,025	0,05

Газоперерабатывающий завод может иметь следующие технологические стадии.

1) Сепарация газа от механических примесей, продуктов коррозии, взвешенных капель влаги и углеводородного конденсатора. Углеводородный конденсат смешивается с ШФЛУ или поступает на газофракционирование.

2) Очистка газа от кислых компонентов (H_2S , COS , CS_2 , RSH , CO_2). Если кислых компонентов мало, то этой стадии может не быть, или эта она может быть совмещена с осушкой.

3) Компримирование газа. Это предварительное отбензинивание газа, производится обычно в две-три ступени. На этой стадии от газа отделяется основная масса тяжёлых углеводородов. Углеводородный конденсат поступает на газофракционирование или на смешение с ШФЛУ.

4) Осушка газа от паров воды для достижения требуемой точки росы по влаге для данного времени года. Стадия может быть совмещена с очисткой от кислых компонентов.

5) Отбензинивание газа. Отделение от газа углеводородов от пропана и выше для достижения требуемой точки росы по углеводородам для данного времени года.

6) Газофракционирование ШФЛУ. В Западной Сибири эта стадия производится на Тобольском нефтехимкомбинате, куда поступает ШФЛУ с разных ГПЗ.

7) Производство элементарной серы. Этот процесс может быть на заводах, перерабатывающих газ с высоким содержанием сероводорода (например, на Оренбургском газохимическом комплексе).

8) Производство гелия. Для промышленной выработки гелия подходят месторождения с его содержанием более 0,05%. Иначе выходит слишком дорого. В месторождениях природного газа Западной Сибири гелия в среднем 0,005%. Поэтому на ГПЗ Западной Сибири этого процесса нет. Гелий применяется в производстве урана, плутония и титана, используется как охладитель ракетного топлива. Кроме этого, компьютерные томографы, которые используют сверхпроводимость, охлаждаются также с помощью гелия. Наполнение гелием компьютерных жёстких дисков нового поколения даёт увеличение их ёмкости вдвое.

В состав ГПЗ Западной Сибири могут входить одна или несколько технологических «ниток», работающих параллельно. Обычно одна технологическая «нитка» включает в себя сепарацию, компримирование, осушку и отбензинивание газа. Объём переработки одной «нитки» составляет около 1 млрд м³ газа в год.

2.2. Очистка газа от кислых компонентов

Нефтяные и природные газы могут содержать следующие так называемые кислые компоненты:

CO_2 – диоксид углерода,

H_2S – сероводород,

COS – серооксид углерода,

CS_2 – сульфид углерода,

CH_3SH и C_2H_5SH – метил- и этилмеркаптаны.

Необходимость очистки газа от этих компонентов объясняется следующими причинами.

1) H_2S с парами воды образует слабую кислоту, которая вызывает коррозию в присутствии кислорода или диоксида углерода.

2) Сернистые соединения являются ядами большинства катализаторов, которые могут применяться при дальнейшей химической переработке газа.

3) При сжигании газа сера окисляется до диоксида серы SO_2 и попадает в атмосферу.

4) С увеличением содержания CO_2 в газе снижается его теплота сгорания.

В табл. 2.3 и 2.4 приведены ограничения по содержанию сероводорода и меркаптановой серы в сухом отбензиненном газе и ШФЛУ. Поэтому стадия очистки газа от кислых компонентов может быть и не предусмотрена при переработке газа, если содержание указанных компонентов не превышает допустимых значений. В некоторых случаях стадию очистки совмещают с осушкой газа, так как для первого и второго процесса можно применять аналогичные адсорбенты.

В общем случае, существует два основных способа очистки нефтяных и природных газов от кислых компонентов – абсорбционный и адсорбционный.

Абсорбционный метод применяется при больших объёмах переработки газа, при большом содержании H_2S и CO_2 и при высоком давлении. Чем выше давление и чем ниже температура, тем процесс абсорбции протекает эффективнее, и наоборот.

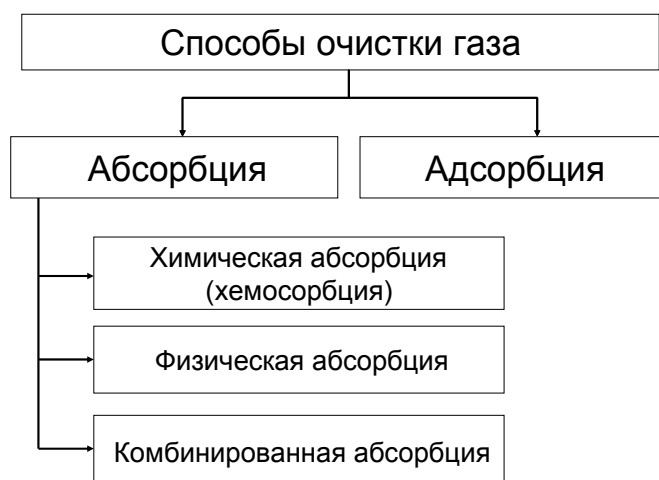
Абсорбционный способ делится на три вида в зависимости от природы взаимодействия кислых компонентов с абсорбентом:

1) Химическая абсорбция (хемосорбция) – когда происходит химическое взаимодействие абсорбента с H_2S и CO_2 .

2) Физическая абсорбция – извлечение кислых компонентов за счёт их растворения в абсорбенте.

3) Комбинированная абсорбция – хемосорбция протекает одновременно с физической абсорбцией.

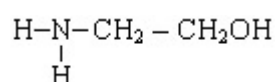
Адсорбционный метод основан на селективном извлечении кислых компонентов твёрдыми поглотителями – адсорбентами.



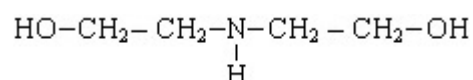
2.2.1. Химическая абсорбция

Хемосорбция – наиболее распространённый способ очистки. В качестве абсорбентов применяют амины:

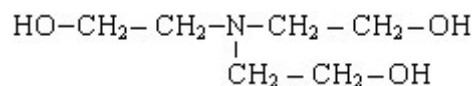
Моноэтаноламин (МЭА)



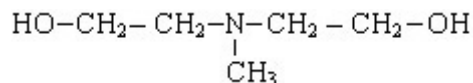
Диэтаноламин (ДЭА)



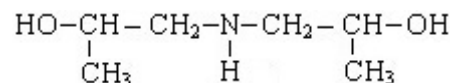
Триэтаноламин (ТЭА)



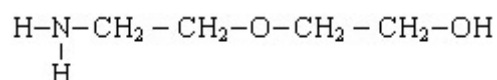
Метилдиэтаноламин (МДЭА)



Диизопропаноламин (ДИПА)



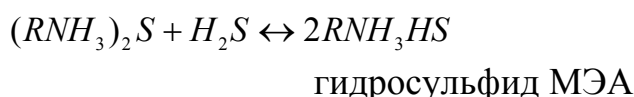
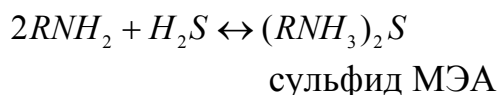
Дигликольамин (ДГА)



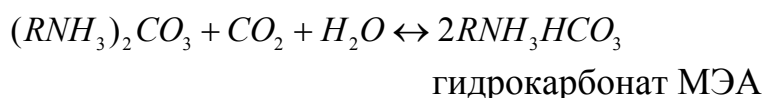
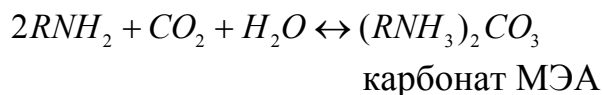
Кроме аминов, можно использовать растворы карбонатов калия или натрия. Чаще всего применяются растворы МЭА и ДЭА, которые хорошо извлекают из газов как H_2S , так и CO_2 . Степень очистки аминами достигает 99,9%. МТЭА и ТЭА извлекают из газов только сероводород.

Моноэтаноламиновый процесс очистки является старейшим и наиболее распространённым способом. До конца 1950-х годов это был практически единственный способ очистки газов. Химизм процесса заключается во взаимодействии МЭА с H_2S и CO_2 и образованием химических соединений.

Представим формулу моноэтаноламина $HO-CH_2-CH_2-NH_2$ как $R-NH_2$. Взаимодействие МЭА с H_2S протекает по схеме:



Реакции МЭА с CO_2 :



Все реакции обратимы. При температуре 20...40°C и повышенном давлении равновесие реакций смещается вправо. При температуре 115...130°C и давлении, близком к атмосферному, протекают обратные реакции разложения сульфидов, карбонатов, гидросульфидов и гидрокарбонатов, происходит регенерация МЭА и выделение кислых газов. Преимуществом этого способа являются:

- низкая стоимость МЭА,
- высокая реакционная способность,
- стабильность МЭА и лёгкость регенерации,
- неограниченная растворимость МЭА в воде,
- компактность установки,
- высокая степень очистки газа,
- низкая растворимость углеводородов в МЭА,
- возможность применения способа при высоких давлениях газа (5 МПа и выше).

Технологическая схема установки очистки газа раствором МЭА приведена на рис. 2.1.

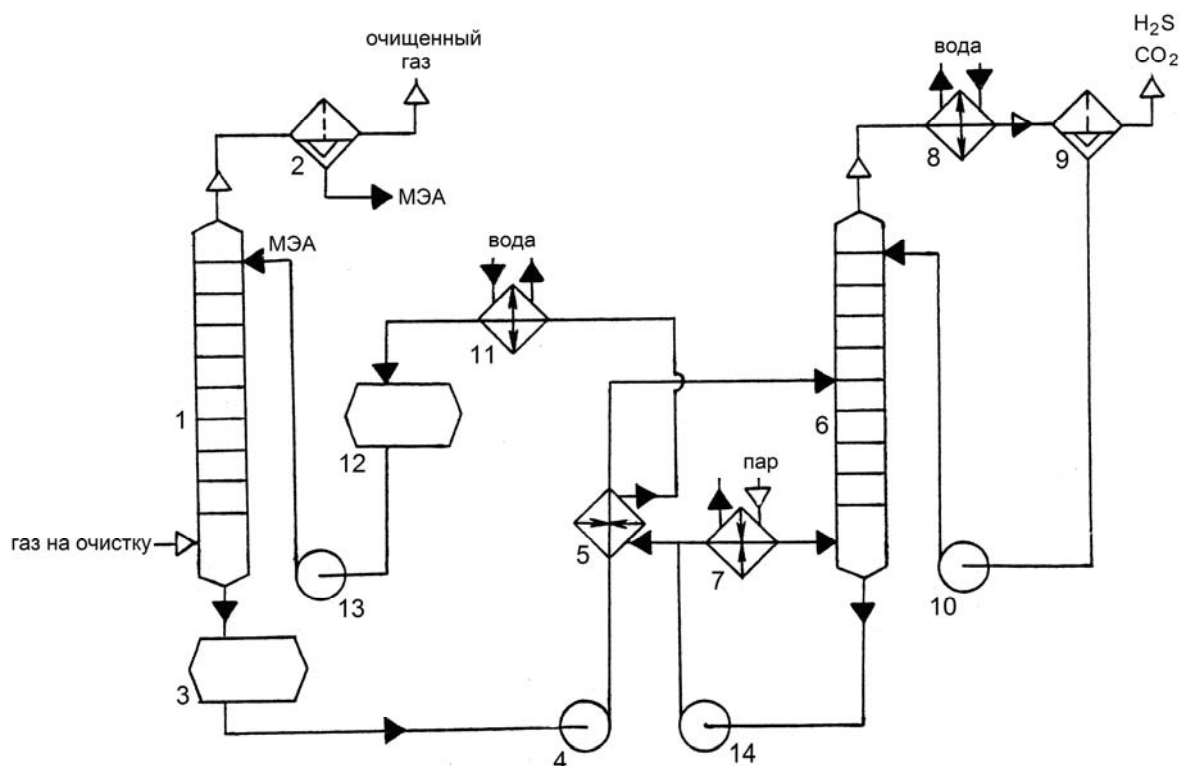


Рис. 2.1. Технологическая схема установки очистки газа раствором МЭА

Неочищенный газ подаётся в низ абсорбера 1, где происходит контакт газа с раствором МЭА. Абсорбер имеет 16...30 тарелок. Очищенный газ выходит с верха абсорбера и поступает в сепаратор 2, где происходит отделение капель унесённого раствора МЭА.

Насыщенный сероводородом и диоксидом углерода раствор МЭА из нижней части абсорбера поступает в промежуточную ёмкость 3, откуда насосом 4 перекачивается через теплообменник 5 в отпарную колонну 6, в которой установлено 15...20 тарелок.

Температуры верха колонны 65...88°C, низа 115...130°C. Подвод тепла в низ колонны 6 осуществляется глухим водяным паром через кипяtilьник 7. Давление в колонне 6 около 0,15 МПа. Карбонаты, бикарбонаты, сульфиды и дисульфиды разлагаются в колонне 6 на моноэтаноламин, сероводород и диоксид углерода.

Выходящая с верха отпарной колонны смесь газов и паров охлаждается в холодильнике 8. Водяной пар конденсируется и из сепаратора 9 его как орошение подают на верхнюю тарелку колонны 6 насосом 10.

Газы из сепаратора 9 поступают на производство газовой серы или на сжигание. Регенерированный раствор МЭА насосом 14 с низа колонны 6 проходит последовательно через теплообменник 5, водяной холодильник 11 и поступает в ёмкость 12, откуда насосом 13 подаётся на орошение абсорбера.

На установке обычно применяют 10...15% раствор МЭА, так как при использовании высококонцентрированных растворов возрастают потери абсорбента.

К недостаткам этого способа очистки газа можно отнести:

- образование трудноразлагаемых соединений МЭА с CS_2 и COS ;
- необратимое образование химических соединений МЭА с сероводородом с образованием тиосульфитов в присутствии кислорода;
- большой расход водяного пара в кипятильнике 7;
- потери МЭА от испарения;
- низкая эффективность по меркаптанам;
- склонность к пенообразованию в присутствии жидких углеводородов, ингибиторов коррозии и механических примесей.

Вспенивание растворов аминов – одна из серьёзных проблем при эксплуатации установок очистки газа. Вспенивание приводит к нарушению режима работы установки, ухудшению качества очищенного газа, увеличению потерь аминов в результате уноса с газом. Вспенивание возникает, как правило, в абсорберах и может переноситься в десорбер. Для предотвращения вспенивания необходим вывод примесей из системы путём непрерывной фильтрации раствора амина, а также применение антипенных добавок.

Диэтаноламин применяется для очистки газов, содержащих CS_2 и COS , так как не образует с ними трудноразлагаемых соединений. Температура кипения ДЭА выше, чем у МЭА, поэтому процесс очистки можно проводить при более высоких температурах. Кроме этого, ДЭА регенерируется легче и глубже благодаря меньшей прочности образующихся при хемосорбции соединений и обладает меньшей склонностью к вспениванию. Так как ДЭА имеет более низкое парциальное давление насыщенных паров, то потери его с кислым газом при испарении в десорбере будут меньше. К недостаткам ДЭА можно отнести:

- более высокая стоимость;
- меньшая реакционная и поглотительная способность, чем у МЭА;
- меньшая термическая стабильность.

Одна из крупнейших установок очистки газа 25...35%-ным водным раствором ДЭА расположена в США. Мощность её 2,7 млрд m^3 /год по исходному газу, содержащему 19% H_2S .

Дигликольамин применяется в виде 60...75%-го водного раствора для очистки газа от H_2S , CO_2 , COS , CS_2 и меркаптанов. Процесс известен под названием «Эконамин». Недостатком ДГА является его высокая стоимость и сравнительно большие потери при эксплуатации.

На Оренбургском ГПЗ успешно применяется процесс очистки смесью метилдиэтаноламина с диэтаноламином при содержании ДЭА в смеси 30...50%. Применение смешанного абсорбента позволяет в 1,5...2 раза

снизить удельное орошение по сравнению с чистым ДЭА, что значительно улучшает технико-экономические показатели процесса.

Диизопропаноламин применяется в виде 40%-го водного раствора и обеспечивает тонкую очистку газа от H_2S и CO_2 при низкой растворимости в нём углеводородов. ДИПА легко регенерируется, потери его при регенерации вдвое ниже, чем у МЭА, он не корродирует оборудование. Недостатком ДИПА является его высокая стоимость, тем не менее за рубежом этот способ широко применяется.

По очистке аминами можно сделать следующие выводы. Достоинства процесса:

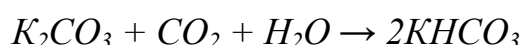
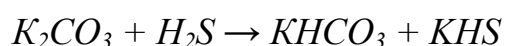
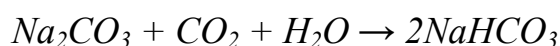
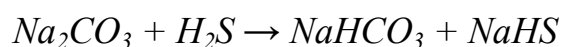
- достигается глубокая очистка газа от H_2S и CO_2 при любой их концентрации и любом давлении;
- растворимость углеводородов в абсорбенте незначительна;
- оборудование установки простое и надёжное.

Недостатки аминной очистки:

- нельзя очистить газ от RSH , COS и CS_2 ;
- высокая кратность циркуляции абсорбента и большие теплоэнергозатраты;
- повышенная коррозионная активность, особенно при увеличении насыщения абсорбента сероводородом, поэтому поглощательная способность аминов лимитируется предельно допустимой степенью их насыщения кислыми компонентами.

Очистка газов растворами солей щелочных металлов основана на хемосорбционной активности водных растворов карбонатов натрия и калия по отношению к основным серосодержащим соединениям газа (кроме меркаптанов). Процесс совершенствуют путем добавок к поглотителю различных активирующих добавок, повышающих его поглотительную способность и снижающих его коррозионную активность и пенообразование.

При контакте этих растворов с сернистыми соединениями газа образуются соединения, легко разлагающиеся при последующей регенерации:



Принципиальная технологическая схема этих процессов аналогична схеме очистки аминами, но несколько отличается режимными показателями (температура абсорбции 90...120°C).

Наиболее распространен поташ-процесс, где в качестве поглотителя используют 25...35%-й раствор K_2CO_3 , очищающий газ от H_2S , CO_2 , COS и CS_2 . Хемосорбция проводится при температуре 110...115°C и давлении 2...8 МПа. Регенерацию насыщенного раствора осуществляют практически при тех же температурах (115...120°C), но при пониженном давлении, близком к атмосферному (или даже под вакуумом).

Процесс очистки горячим поташом применяют для газов с высоким содержанием CO_2 и общей концентрацией кислых газов выше 5...8%.

К недостаткам процесса можно отнести: трудность удаления меркаптанов, коррозию оборудования и необходимость иметь низкое соотношение количеств сероводорода и диоксида углерода в исходном газе.

2.2.2. Физическая абсорбция

Физические абсорбенты имеют низкую теплоту растворения и характеризуются высокой поглотительной способностью. Процессы физической абсорбции основаны на растворении компонента газа в жидкости, определяемом законом Генри (объем поглощаемого компонента пропорционален его парциальному давлению). Количество растворяющегося компонента тем больше, чем выше его парциальное давление и коэффициент растворимости, увеличивающийся с понижением температуры. При парциальном давлении 5 МПа и выше физические абсорбенты имеют значительные преимущества по сравнению с химическими. Чем выше давление, тем выше преимущества. Процесс эффективен и при низких давлениях, но и температура тогда должна быть тоже низкая (минус 70°C и ниже). Достоинством этого метода является более низкие энергозатраты на регенерацию поглотителей.

В качестве абсорбентов используют моно-, ди- и триэтиленгликоли, их диметилловые эфиры, сульфолан (тетрагидротиофендиоксид), *N*-метилпирролидон, трибутилфосфат, пропиленкарбонат и др.

Различными фирмами разработаны промышленные процессы очистки газа с использованием этих растворителей. Процессы рассчитаны на различные параметры как исходного газа (содержание и состав вредных примесей, количество выносимого конденсата и др.), так и очищенного газа (требования по глубине очистки, селективность по компонентам вредных примесей и др. Рассмотрим некоторые из этих процессов.

Очистка гликолями – ди- и триэтиленгликолем (ДЭГ и ТЭГ) применяется обычно на промыслах в тех случаях, когда газ содержит большое количество H_2S и CO_2 и не нужно очищать газ от этих примесей до требований отраслевого стандарта. Его используют для нужд самого промысла (закачка в пласт для поддержания пластового давления, применение в качестве топливного газа). Применение гликолей упрощает технологию очистки, поскольку для очистки и осушки газа от паров воды используется

один и тот же абсорбент (ДЭГ или ТЭГ). Кроме того, основное количество абсорбированных компонентов выделяется из насыщенного абсорбента простой дегазацией, без затрат тепла. Наибольшее распространение в таких процессах очистки получил ДЭГ. При 1,2 МПа в 1 м³ ДЭГа растворяется 80...100 мг H_2S , при 2,0 МПа в 1 м³ ДЭГа растворяется 10...15 мг CO_2 .

Процесс «Пуризол». В качестве абсорбента использует *N*-метилпирролидон – тяжёлый малотоксичный растворитель, смешивающийся с водой в любых соотношениях. Абсорбент не обладает коррозионными свойствами, химически стабилен, хорошо биоразлагается. В нём хорошо растворяются сероводород и меркаптаны, а также диоксид углерода (при достаточно высоких парциальных давлениях). Растворимость H_2S в 10...12 раз больше, чем CO_2 и поэтому процесс можно использовать для селективного извлечения H_2S . Процесс разработан фирмой «Лурги». Первая установка пущена в эксплуатацию в 1963 году в ФРГ. В нашей стране такой процесс введён в 1978 году в Новочеркасске.

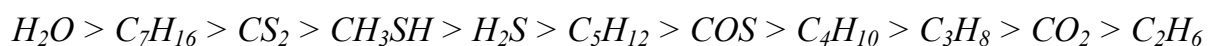
Схема процесса «Пуризол» может быть одно- и двухступенчатой. Первая применяется в случаях, когда содержание CO_2 в газе мало или существенно меньше, чем содержание H_2S . Двухступенчатая схема используется для очистки газов с большим содержанием CO_2 (равным или выше, чем содержание H_2S); на первой ступени в этом случае удаляется H_2S , а на второй – CO_2 . Регенерация абсорбента производится при пониженном (близком к атмосферному) давлении и температуре 100...120°C. Потери растворителя незначительные – менее 100 г на 1000 м³ газа.

В процессе «Селексол» используют в качестве абсорбента диметиловый эфир полиэтиленгликоля (фирменное название «селексол») – комплексное вещество, хорошо поглощающее все сернистые соединения, диоксид углерода и водяные пары. Селексол для абсорбции используют в концентрированном виде (содержание воды 0...5% масс.).

К существенным преимуществам селексола, выгодно отличающим его от других абсорбентов, можно отнести следующие:

- стабильность абсорбционной способности (до 10 лет);
- хорошая биоразлагаемость;
- нетоксичность и очень малая коррозионная активность;
- небольшая теплота абсорбции (не требуется промежуточное охлаждение в абсорбере);
- высокая гигроскопичность и возможность достижения низкой точки росы газа в одну ступень;
- низкая склонность к вспениванию и малое давление насыщенных паров;
- качество очистки не зависит от содержания кислых компонентов в газе.

Поглотительная способность селексола находится в ряду:



CO_2 стоит почти в конце ряда. Поэтому когда требуется глубокая очистка газа от серосодержащих соединений и не требуется отделение основной массы CO_2 , процесс «Селексол» позволяет выделить из углеводородного газа кислый газ, богатый сероводородом, что значительно улучшает показатели последующего процесса получения серы из этого газа. По этой же причине процесс «Селексол» часто используют для очистки от H_2S предназначенного для закачки в пласт, когда не требуется удалять его инертные компоненты. Так как абсорбент хорошо растворяет углеводороды C_4 - C_5 , процесс применяют для сухих газов.

Процесс «Селексол» обладает высокой избирательностью по сероводороду, растворимость которого в поглотителе в 9...10 раз выше, чем углекислого газа, и поэтому его использование позволяет достичь глубокой очистки газа от серосодержащих компонентов. По основным экономическим показателям этот процесс превосходит другие. Регенерация абсорбента происходит без подвода тепла путём многоступенчатого снижения давления, поэтому эксплуатационные и капитальные затраты ниже соответственно на 30 и 70% по сравнению с МЭА-процессом. «Селексол» внедрен на месторождении газа в Дюсте, ФРГ.

Выводы по очистке газа физическими абсорбентами. Эти процессы применяют для комплексной очистки газа от всех кислых компонентов. Абсорбенты не корродируют оборудование, капитальные и эксплуатационные затраты меньше, чем в аминной очистке. Недостатки этого метода: высокая растворимость в физических абсорбентах углеводородов, недостаточно глубокая очистка газа. Поэтому, если требуется тонкая очистка от сероводорода, для доочистки на второй ступени применяют амины.

2.2.3. Комбинированная абсорбция

Для выделения сероводорода можно использовать смеси алканоламинов с физическими абсорбентами (метанолом, бензиловым спиртом, сульфоланом). Таким образом, один из компонентов, например, сульфолан, осуществляет физическую абсорбцию, а другой – алканоламин – хемосорбцию (процесс «Сульфинол»).

Процесс "Сульфинол" разработан фирмой «Shell Oil Company». Первая установка запущена в 1964 году в США и в дальнейшем, благодаря своим преимуществам, процесс нашёл широкое применение (к концу 1980-х годов в мире действовало более 150 установок).

В процессе используют комплексный поглотитель, состоящий из 60...65% сульфолана, являющегося физическим абсорбентом кислых компонентов газа, 28...32% диизопропаноламина (ДИПА, хемосорбент)

и около 6% воды, добавляемой в качестве депрессатора, снижающего на 10...12°C температуру застывания смеси.

Наличие в составе поглотителя компонента, физически растворяющего вредные примеси (сульфолан), и хемосорбента (ДИПА) позволяет придать процессу универсальность по составу исходного газа, т.е. глубина очистки при использовании такого поглотителя мало зависит от начальной концентрации примесей. При высоком содержании сероводорода значительная часть его (за счёт высокого парциального давления) растворяется сульфоланом, а остаточные небольшие его количества (при малых парциальных давлениях) хемосорбирует ДИПА. Комбинированный абсорбент химически и термически стабилен. Недостатком его является растворение «тяжёлых» углеводородов, поэтому процесс применяют для сухих газов.

Поглотительная ёмкость смешанного абсорбента составляет 30...120 мг/м³ в зависимости от состава исходного газа и условий процесса (для сравнения, при использовании МЭА – 25...30 мг/м³). Более высокая поглотительная способность абсорбента в процессе «Сульфинол» обуславливает меньшую кратность его циркуляции и меньшие габариты аппаратов. Значительно ниже (на 30...80%) также энергозатраты на регенерацию абсорбента, поскольку десорбция основного количества растворённых в сульфолане компонентов осуществляется при снижении давления в десорбере.

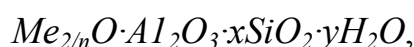
Еще одним несомненным преимуществом процесса «Сульфинол» является то, что смесь сульфолана с ДИПА очищает газ как от H_2S и CO_2 , так и достаточно глубоко от других серосодержащих соединений (COS , CS_2 и меркаптаны). Оба поглотителя имеют низкое давление насыщенных паров в условиях очистки и поэтому очень мало теряются с очищенным газом.

В последнее время той же фирмой разработан комбинированный процесс «Сульфинол-СКОТ», с помощью которого единой системой поглотителя (сульфолан - ДИПА) решаются две разные задачи:

- 1) из углеводородного газа выделяется концентрат кислых газов, направляемых на производство серы процессом Клауса;
- 2) улавливается значительное количество оксидов серы из отходящих дымовых газов процесса Клауса (которые ранее шли на сжигание).

2.2.4. Адсорбция

Очистка на синтетических цеолитах (молекулярных ситах). Цеолиты (от греческих слов «цео» - кипящий и «литос» - камень) представляют собой алюмосиликаты с трёхмерной кристаллической структурой следующей общей формулой:



где n - валентность катиона металла Me ; x - мольное соотношение оксидов кремния и алюминия, называемое силикатным модулем; y - число молей воды.

В настоящее время насчитывается несколько десятков разновидностей природных и синтетических цеолитов, отличающихся структурой, типом катионов Me , силикатным модулем и числом молекул кристаллизационной воды. Структура цеолитов характеризуется наличием большого числа полостей, соединенных между собой окнами, или микроканалами, размеры которых сравнимы с размерами адсорбируемых молекул. Обычно полости имеют больший диаметр, чем каналы (или окна). Например, в цеолите типа шабазит имеется $3 \cdot 10^{20}$ полостей диаметром $11,4 \text{ \AA}$, в каждую полость которого может вместиться 24 молекулы воды. Диаметр окон шабазита составляет $4,9 \text{ \AA}$. При нагреве цеолита вода удаляется, и образуется ячеистая структура.

Удельная поверхность цеолитов достигает $700 \dots 1000 \text{ м}^2/\text{г}$. Обезвоженные цеолиты способны избирательно адсорбировать молекулы различных веществ в зависимости от размеров каналов. Разумеется, если диаметр адсорбируемого вещества больше, чем сечение канала, то оно не может проникнуть во внутренние поры цеолита (ситовой эффект). Так, при диаметре канала (окна) $4 \text{ \AA}$ цеолит не может адсорбировать углеводороды нормального строения, диаметр молекул которых равен $\sim 4,9 \text{ \AA}$.

Обычно тип структуры синтетического цеолита обозначают буквами латинского алфавита A , X , Y , L и т.д. Перед буквами ставят химическую формулу катиона металла, компенсирующего отрицательный заряд алюминия в алюмосиликате. Например, CaX означает цеолит типа X в кальциевой обменной форме.

Принято подразделять цеолиты в зависимости от величины силикатного модуля x на следующие структурные типы (табл. 2.5).

Таблица 2.5

Типы цеолитов

Силикатный модуль « x »	Тип цеолита
1,8...2,0	A
2,3...3,0	X
3,0...6,0	Y
6,0...7,0	T (эрионит)
8,3...10,7	морденит
10,0...35,0	L

За рубежом цеолиты классифицируют иначе: перед буквой, обозначающей тип цеолита, ставят цифру, соответствующую максимальному

диаметру молекул (в ангстремах), адсорбируемых данным цеолитом. По этой классификации цеолиту *NaA* соответствует цеолит *4A*, цеолиту *CaA* - *5A*, цеолиту *NaX* - *13X*, цеолиту *CaX* - *10X* и т.д.

Ниже приведены размеры полостей и окон для некоторых синтетических цеолитов (табл. 2.6).

Таблица 2.6

Размеры полостей и окон цеолитов

Цеолит	Диаметр полостей,	Диаметр окон,
<i>LiA</i>	12	4,4
<i>NaA</i>	11...12	4,0
<i>KA</i>	11	3,3
<i>CaA</i>	11	5,0
<i>NaX, NaY</i>	11...13	9,0
<i>CaX, CaY</i>	11...13	8,0
<i>Ca</i> -морденит	7	4,0

В ходе адсорбции извлекаемые компоненты, присутствующие в газе, диффундируют через окна во внутренние полости. В промышленности применяются цеолиты, сформованные в виде таблеток или шариков размером около 3 мм.

По сравнению с другими адсорбентами молекулярные сита имеют большую поглотительную способность, менее подвержены загрязнению и закоксовыванию и, благодаря наличию пор регулируемого размера, обладают уникальной селективностью в адсорбции, зависящей от размеров молекул. Их использование позволяет снизить удельный объем адсорбента, работать при более низком перепаде давлений в слое адсорбента, исключить потери газа из-за адсорбции ряда его компонентов, обеспечить более длительную и надежную работу установки.

Для проведения очистки от H_2S используются цеолиты типа *CaA*. При этом происходит одновременно и осушка газа. Процесс идёт под давлением 1,7...5 МПа. Остаточное содержание сероводорода 1мг/м^3 . При наличии в системе сероводорода, паров воды и диоксида углерода вначале адсорбируется вода и сероводород, и только после них – диоксид углерода.

Процесс очистки на цеолитах, как всякий адсорбционный процесс, является циклическим. После появления за слоем цеолита сернистых соединений в количестве, определяемом требованиями потребителя к очищенному газу, сорбент подвергают регенерации. Очистку от сернистых соединений в этот период проводят в другом адсорбере с регенерированным и охлажденным слоем цеолита.

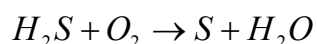
Регенерацию цеолитов осуществляют путем продувки очищенным газом, нагретым до температуры 300...350°C.

Температурный режим регенерации выбирается по наиболее трудно десорбируемому компоненту. Таким компонентом являются пары воды, сорбируемые легче сернистых соединений и требующие применения более высоких температур на стадии регенерации. Удаление остаточной воды на стадии регенерации является непременным условием для последующего проведения процесса очистки на этом же слое без снижения адсорбционной ёмкости. Проведение регенерации противотоком также позволяет уменьшить воздействие остаточной воды.

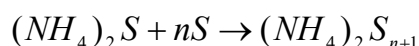
К недостаткам процесса следует отнести: значительный расход газа на регенерацию адсорбента (до 10% объёма обрабатываемого газа), причём газы регенерации обычно сжигаются, что приводит к безвозвратным потерям газа и серы и загрязнению атмосферы. Таким образом, очистка на цеолитах целесообразна только на крупных ГПЗ, где возможна утилизация газов регенерации. В последнее время предложена регенерация цеолитных адсорбентов методом экстракции углеродистых отложений органическими растворителями: метанолом, уксусным ангидридом, дихлорэтаном, бензолом, н-гексаном и широкой фракцией лёгких углеводородов (ШФЛУ).

В тех случаях, когда требуется очень глубокая очистка природного газа (или ШФЛУ) от меркаптанов, особенно если газ направляют далее на низкотемпературную переработку, ведут адсорбционную очистку на активных углях или цеолите типа NaX . Поглотительная способность цеолита NaX , например, при давлении 1 МПа составляет 6 г этилмеркаптана на 100 г цеолита.

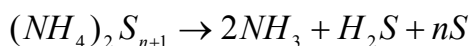
Очистка газа адсорбцией на активированном угле. Метод применяют для очистки газа от сероводорода. Сущность способа: серосодержащий газ смешивают с 3...4% воздуха и пропускают через фильтр, заполненный активированным углем. Сероводород окисляется на фильтре по реакции:



Температура реакции 40°C, она ускоряется в присутствии аммиака. Роль активированного угля двояка: он является катализатором окисления сероводорода и адсорбентом серы, образующейся в процессе окисления. Во время регенерации фильтра его обрабатывают раствором сернистого аммония, который растворяет серу с образованием многосернистого аммония:



Насыщенный раствор многосернистого аммония поступает в кипятильник, где разлагается на NH_3 , H_2S и S при температуре 130°C:



Элементарная сера является товарным продуктом хорошего качества (99%-ной чистоты). Длительность работы угля до регенерации – 1...3 недели, а общий срок службы – около двух лет. Для регенерации угля может применяться продувка фильтра потоком горячего (300...330°C) регенерированного газа.

Степень очистки газа от сероводорода достигает 99%. Недостатки – цикличность процесса и сложность технологической схемы, трудности утилизации образующегося аммиака и сероводорода (в цикле регенерации), зауглероживание катализатора-адсорбента.

Возможна очистка газа от сероводорода на активированном угле в кипящем слое. В процессе используются активированные угли с основными центрами типа СКТ-3, СКТ-26, АГ-3. Метод целесообразно использовать при обработке больших объемов газа (до 200 тыс. м³/ч) с низким содержанием сероводорода. Сорбционные свойства углей могут быть повышены введением в их состав оксидов некоторых металлов: меди, железа, никеля, марганца, кобальта.

2.3. Производство серы из сероводородсодержащих газов

Извлекаемая из природного газа смесь кислых газов наполовину и более по объёму состоит из сероводорода. Остальная часть включает углекислый газ и небольшие количества серооксида углерода и углеводороды (метан, этан). Эта смесь кислых газов утилизируется обычно на месте очистки природного газа с целью получения из нее элементарной серы.

В России наибольшее количество H_2S содержится в природном газе Оренбургского (до 25%) и Астраханского месторождений (4...6%). В других странах в некоторых природных газах содержание сероводорода достигает 50...70% (об.), например, в месторождениях Харметтен, Пантер-Ривер и Барберри в Канаде, Миссисипи в США, Жаолангиуанг в КНР и др. Газы нефтепереработки и нефтехимии могут содержать от 0,5 до 15% сероводорода.

В Канаде сера, в зависимости от содержания в газе H_2S , рассматривается либо как основной, либо как сопутствующий или побочный продукт. Иногда газ добывают с целью производства серы и после извлечения H_2S его закачивают обратно в пласт для поддержания пластового давления. К тому же удельные капитальные вложения и себестоимость газовой серы значительно ниже, чем при добыче самородной серы.

В настоящее время более 30% мирового производства серы – из природных газов, богатых сероводородом; более 5 млн т/год серы производят в настоящее время Оренбургский и Астраханский ГПЗ.

Одним из наиболее важных химических продуктов, получаемых из серы, является серная кислота, на ее производство идет более 90% серы

от общего баланса. Более половины серной кислоты используют для получения минеральных удобрений. Химическая промышленность потребляет серу для производства сероуглерода, сернистого ангидрида, сульфатов, используемых при варке целлюлозы.

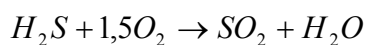
Серу также используют в качестве фунгицида для борьбы с вредителями ряда сельскохозяйственных растений, её добавляют в корм овец для улучшения качества шерсти, используют в медицине для приготовления мазей от кожных заболеваний, в серных ваннах для лечения ревматизма, применяют в качестве пластификатора в производстве пластмасс. Значительное количество серы используют для вулканизации каучуков, в производстве пиротехнических средств и спичек.

Развивается направление использования серы для производства строительных материалов. Разработана технология получения новых материалов на основе серобетона и сероасфальтобетона, выложены опытные участки дорог из сероасфальта.

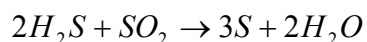
Самый старый и распространённый метод переработки сероводорода в элементную серу – процесс Клауса. Процесс, названный по имени английского химика Карла Клауса, запатентовавшего его в 1883 году, основан на окислении сероводорода до серы.

В модифицированном варианте окисление проводят в две стадии.

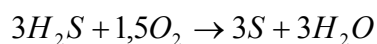
1) Стадия термического окисления сероводорода до диоксида серы:



2) Стадия каталитического превращения сероводорода и диоксида серы:



Итоговое уравнение по двум стадиям:



Процесс осуществляется в следующей последовательности: первичное сгорание сероводорода, охлаждение продуктов сгорания, взаимодействие сероводорода с диоксидом серы, конденсация серы, повторный нагрев реакционных газов, взаимодействие сероводорода с диоксидом серы в реакторе на катализаторе, конденсация серы, сжигание отходящих газов.

Технология процесса зависит от содержания сероводорода в исходном газе. Если его концентрация составляет более 50%, применяют схему пламенного сжигания сероводорода (рис. 2.2).

Сероводородсодержащий газ поступает в сепаратор 1 для отделения конденсата и затем на сжигание в печь 3. Туда же подают такое количество

Температура в печи составляет 1100...1370°C. Тепло реакции горения используется для выработки водяного пара. Продукты сгорания состоят из SO_2 , H_2S , CO_2 и CO . Часть сероводорода при этом переходит в элементарную серу S и водород H_2 . Продукты сгорания выходят из печи с температурой 260...270°C и поступают в конденсатор 4, где их тепло используется для выработки водяного пара. Образовавшаяся при охлаждении жидкая сера сливается из конденсатора 4 в сборник 8. Оставшиеся газы нагреваются в теплообменнике 5 до 230...250°C и поступают сверху вниз в реактор 6, где на катализаторе протекает реакция взаимодействия сероводорода с диоксидом серы с образованием элементарной серы и паров воды.

Реакция идёт с выделением тепла. Температура газов при этом увеличивается до 330...350°С. Затем реакционные газы охлаждаются в конденсаторе 7, а образовавшаяся жидкая сера стекает в сборник 8. Аппараты 5, 6 и 7 представляют собой первую каталитическую ступень.

78

пень извлечения серы достигает 97%. Газы, оставшиеся после третьей ступени, идут на сжигание.

Если в исходном газе 30...50% сероводорода, применяют схему с раздельным потоком. Для этого первый поток газа (30%) проходит последовательно печь и только две каталитические ступени. Второй поток (70%) смешивается с продуктами сгорания после конденсатора 4.

Если сероводорода в исходном газе менее 30%, также применяют схему с раздельным потоком. Но сероводород, необходимый для каталитических стадий, получают сжиганием части жидкой серы в печи.

При малых концентрациях сероводорода возможно исключение стадии окисления в печи. При этом весь исходный газ после подогрева с воздухом подают сразу на каталитическую стадию в реактор.

2.4. Осушка газа

2.4.1. Общие положения

Природные и нефтяные газы содержат водяные пары, содержание которых определяется давлением, температурой и химическим составом газа. Каждому значению температуры и давления соответствует определённое максимально возможное содержание водяных паров.

Количество паров воды (в г/м^3) в состоянии их насыщения при данных температуре и давлении называется *влажностью (влажностью)* газа. Наличие в газе H_2S и CO_2 увеличивает его влажность, а наличие N_2 – уменьшает.

Абсолютная влажность газа – это фактическое содержание паров воды (в г/м^3 газа).

Относительная влажность газа – это отношение массы водяного пара, фактически находящегося в газовой смеси, к массе насыщенного пара, который мог бы находиться в данном объёме при тех же давлении и температуре, т.е. это отношение абсолютной влажности к влажности. Относительную влажность также выражают отношением парциального давления водяных паров в газе к давлению насыщенного пара при той же температуре.

Осушка газа - это процесс удаления из него влаги, т. е. снижение абсолютной и относительной влажности. Обычно глубина осушки (остаточное содержание влаги) регламентируется точкой росы.

Точка росы - это температура при данном давлении, при которой пары воды приходят в состояние насыщения, т.е. это наивысшая температура, при которой при данном давлении и составе газа могут конденсироваться пары воды. Чем глубже осушка, тем ниже точка росы, которая обычно составляет, в зависимости от последующего назначения газа, от минус 20 до минус 70°C.

Иногда этот показатель может определяться как давление, при котором происходит начало конденсации водяных паров при заданной температуре, называется в этом случае точкой росы газа по давлению.

Точка росы по углеводородам — характеризует конденсацию углеводородов из газа. Этот показатель может быть при постоянном давлении (температура точки росы) и при постоянной температуре (давление точки росы).

Абсолютная точка росы — это температура, при которой из газа начинает выделяться жидкая фаза.

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

Присутствие в газе влаги нежелательно (а иногда опасно) для процесса его транспортировки, поскольку влага может выпадать в чистом виде или в виде кристаллогидратов с углеводородами, приводя к осложнениям в работе компрессоров и других аппаратов. Кристаллогидраты могут полностью или частично закупоривать сечение трубопроводов, что приводит к остановке транспорта или аварийной ситуации. Нежелательна влага в газе, если последующая его переработка ведется при низких температурах, при этом точка его росы должна быть ниже температур технологической переработки газа. Влага может также отравлять ряд катализаторов, используемых при дальнейшей переработке газа.

Кристаллогидраты — белые кристаллические вещества, основной их каркас состоит из молекул воды, а внутренние полости заняты другими молекулами газа. Кристаллы гидратов зарождаются на поверхности раздела фаз газ-вода. По внешнему виду они напоминают лёд или мокрый спрессованный снег. Существуют структуры гидратов двух типов. В первом элементарная ячейка состоит из 46 молекул воды и имеет 8 «малых» полостей, вмещающих «маленькие» молекулы: CH_4 , C_2H_6 , N_2 , H_2S , и CO_2 . Во втором типе гидрата ячейка образована из 136 молекул воды и имеет 16 «малых» и 8 «больших» полостей. «Большие» полости заполняются C_3H_8 и *изо*- C_4H_{10} . Углеводороды, молекула которых больше молекулы изобутана, не могут проникать внутрь каркаса ячейки, поэтому углеводороды от н-бутана и выше не образуют гидратов.

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

ректификации, то точка росы осушенного газа задаётся исходя из предполагаемой рабочей температуры последующих стадий переработки.

2.4.2. Ингибирование гидратообразования

Для предупреждения гидратообразования при добыче, транспортировке и переработке газа применяют ингибиторы – спирты и гликоли. Чаще всего в качестве ингибитора применяют метанол. Метод заключается в том, что введённый в поток газа ингибитор растворяется в свободной воде, в результате чего снижается давление насыщенных паров воды и, следовательно, снижается температура начала гидратообразования. Снижение температуры гидратообразования можно рассчитать по формуле

$$\Delta t = 0,556 \cdot \frac{K}{M} \cdot \left(\frac{c}{100 - c} \right),$$

где K – константа, равная для метанола 2335, для гликолей 4000;

M – молярная масса ингибитора;

c – концентрация ингибитора, % масс.

Метанол имеет высокое давление насыщенных паров, что затрудняет его извлечение из газа, регенерацию и приводит к потерям. Поэтому метанол обычно применяют в проточных системах – в скважинах, шлейфах и магистральных газопроводах – для разложения гидратных пробок без последующей регенерации. Ингибитор вводят в поток газа через форсунки. Кроме этого, метанол применяют в низкотемпературных процессах переработки газа для предупреждения образования гидратов при дросселировании, детантировании и охлаждении газа. На установках комплексной подготовки природного газа (УКПГ) обычно предусматривается стадия отделения водометанольной воды от газа и регенерация метанола.

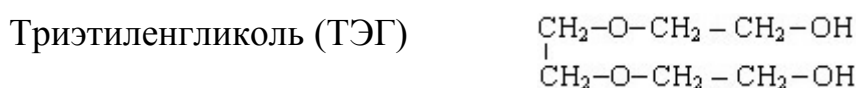
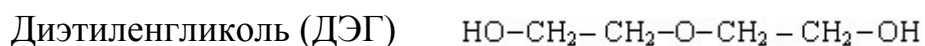
Гликоли (этиленгликоль, диэтиленгликоль) дороже метанола, имеют низкое давление насыщенных паров и поэтому возможна их полная регенерация. Применяют гликоли в виде 60...80%-ных водных растворов. В России из гликолей чаще применяют этиленгликоль, за рубежом – диэтиленгликоль. Гликоли обладают слабой растворимостью в тяжёлых углеводородах, потери их достигают 0,25...0,75 л на 1000 л углеводородного конденсата.

В качестве ингибиторов можно применять водные растворы хлоридов кальция и лития.

Наиболее эффективный способ борьбы с гидратообразованием – это осушка газа. Существует два основных способа осушки – абсорбция и адсорбция.

2.4.3. Осушка газа абсорбцией

Процесс основан на селективном поглощении (растворении) паров воды жидкими абсорбентами. Одним из первых абсорбентов был глицерин, который начали применять с 1929 г. Затем использовали этиленгликоль и, в дальнейшем (с 1936 г.) перешли на применение менее летучих — диэтиленгликоля (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ), которые применяются до сих пор.



ДЭГ и ТЭГ наиболее распространены из-за небольших капиталовложений и эксплуатационных расходов, малых перепадов давлений в системе осушки. Этим способом можно осушать газы, которые содержат вещества, отравляющие твёрдые адсорбенты.

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

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

В значительной степени осушка зависит от температуры абсорбции. Повышение температуры абсорбции увеличивает парциальное давление воды над абсорбентом и тем самым повышает точку росы осушаемого газа. При понижении температуры контакта наблюдается обратный эффект.

Технологическая схема установки представлена на рис. 2.3. Влажный газ поступает в нижнюю часть абсорбера 1, которая выполняет роль скруббера. Там газ освобождается от взвешенных капель воды и углеводородного конденсата, которые уходят с низа абсорбера. Затем через глухую тарелку газ проходит в верхнюю половину абсорбера и контактирует на колпачковых тарелках со стекающим сверху водным раствором ДЭГ или ТЭГ. В абсорбере 4...10 тарелок. Газ осушается и поступает в верхнюю часть абсорбера (скруббер), где он освобождается от унесённых капель абсорбента и уходит с установки.

Раствор абсорбента насыщается водой, собирается на глухой тарелке и выводится насосом 2 на регенерацию через теплообменник 3, сепаратор 4 (где отделяются поглощённые углеводородные газы), второй теплообменник 5 в десорбер (отпарную колонну) 6. Десорбер имеет 10...16 колпачковых тарелок. Здесь водяные пары отгоняются от раствора абсорбента и выводятся с верха колонны.

Подвод тепла в низ десорбера осуществляется за счёт циркуляции части абсорбента через паровой подогреватель 7. Регенерированный абсорбент с низа десорбера насосом 6 подаётся в теплообменники 5 и 3, где отдаёт своё тепло насыщенному раствору, дополнительно охлаждается в холодильнике 9 и поступает в ёмкость 10, откуда насосом 11 подаётся на орошение абсорбера. В ёмкость 10 предусмотрен подвод свежего абсорбента для компенсации потерь.

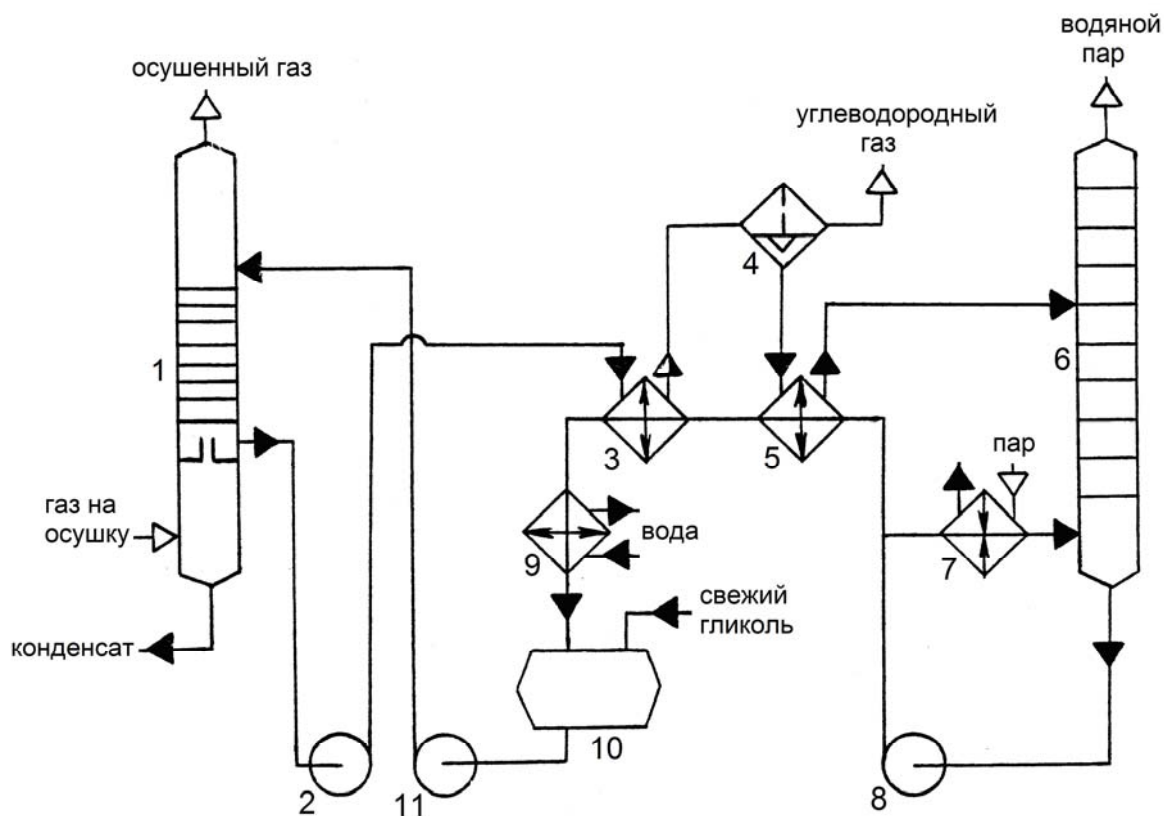


Рис. 2.3. Технологическая схема установки абсорбционной осушки газа

Температура в абсорбере около $+20^{\circ}\text{C}$, давление может быть в пределах 2...6 МПа. Температура низа десорбера поддерживается 170°C для ДЭГ и 190°C для ТЭГ, давление 0,12...0,15 МПа.

Чем выше давление влажного газа, тем меньше содержит он водяных паров и тем меньше требуется расход абсорбента. Чем выше концентрация раствора ДЭГ или ТЭГ, тем выше степень осушки.

На промышленных установках осушить газ до равновесной точки росы невозможно, так как он контактирует со свежим абсорбентом только на одной (самой верхней) тарелке, а на остальных – с более разбавленным раствором. Поэтому фактическая точка росы осушенного газа на $5...11^{\circ}$ выше равновесной.

Осушка гликолями ведётся до точки росы не ниже $-25\ldots-30^{\circ}\text{C}$, так как для более глубокой осушки необходимы растворы с более высокой концентрацией гликоля, а это приводит к его потерям с уходящим газом. Чем меньше воды содержится в абсорбенте, тем ниже точка росы осушаемого газа. Обычно для осушки газ до точки росы минус 25°C применяют растворы, содержащие 90,0...98,5% ДЭГ или 95,0...99,0% ТЭГ.

Верхний предел температуры при абсорбции определяется допустимой величиной потерь гликолей от испарения (около $+38^{\circ}\text{C}$), нижний предел – снижением поглощающей способности абсорбента из-за увеличения вязкости гликоля ($+10^{\circ}\text{C}$).

Большинство установок работает при орошении 10...35 л раствора абсорбента на 1 кг извлекаемой влаги.

ДЭГ начинает разлагаться при температуре выше 164°C , ТЭГ – при 207°C . При регенерации гликоля невозможно получить 97...98%-ный гликоль, так как для этого в низу десорбера необходимо поддерживать температуру выше приведённых значений. Поэтому иногда при регенерации применяют вакуум (достигают 99,5% масс.), либо используют ввод сухого природного газа в низ десорбера для снижения парциального давления водяного пара (получают до 99,9% масс.).

Максимально возможную депрессию точки росы газа можно достичь, используя двухступенчатую осушку. В этом случае установка имеет две системы абсорбции и десорбции. На первой ступени газ грубо осушается гликолем с концентрацией 96...97%, а затем поступает в абсорбер второй ступени, где гликолем с концентрацией 99,5...99,6% глубоко доосушается. Соответственно в десорбере первой ступени влага десорбируется при давлении, близком к атмосферному, а на второй ступени – под вакуумом или с вводом в десорбер отпарного агента.

Абсорбент ДЭГ обладает высокой поглощающей способностью, стабильностью в присутствии сернистых соединений, кислорода и диоксида углерода. К недостаткам ДЭГ относятся: больше, чем у ТЭГ, потери от уноса, сложность получения высококонцентрированного (более 95%) гликоля, меньшая, чем у ТЭГ, величина депрессии точки росы, высокая стоимость. Для снижения потерь ДЭГ с осушенным газом за счёт механического уноса иногда применяются антивспениватели (триалкилфосфат, октиловый спирт, силиконы).

ТЭГ обладает высокой поглощающей способностью, высокой химической стабильностью, более высокой депрессией точки росы, возможностью регенерации до 99%, низкими потерями от уноса. К недостаткам ТЭГ относятся: большие капитальные затраты, склонность растворов ТЭГ к пенообразованию в присутствии жидких углеводородов, более высокая растворимость углеводородов в абсорбенте, чем у ДЭГ.

2.4.4. Осушка газа адсорбцией

Адсорбция – концентрирование вещества (жидкости или газа) на поверхности или в объёме микропор твёрдого тела. Твёрдое тело, поглощающее вещество, называется адсорбент, а поглощённое вещество – адсорбат. Способность адсорбента поглощать вещества тем больше, чем больше его поверхность. Поверхность, приходящаяся на 1 г адсорбента, называется удельной поверхностью и может достигать нескольких сот м². Кроме удельной поверхности важными характеристиками адсорбентов являются структура и размер пор.

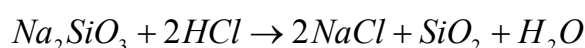
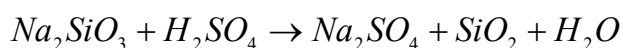
Адсорбция подразделяется на химическую и физическую. При химической адсорбции поглощаемые вещества теряют свои индивидуальные качества, образуя комплекс с поверхностью адсорбента. Этот процесс необратим и поэтому применяется редко. Физическая адсорбция обратима, поэтому в промышленных процессах можно в течение длительного времени с одним адсорбентом обрабатывать большие массы газа, восстанавливая активность адсорбента десорбцией. Адсорбционные силы при физической адсорбции имеют ту же природу, что и силы взаимодействия между молекулами газов, жидкостей и твёрдых тел. Иногда физическая адсорбция называется вандерваальсовой.

Термодинамическая сущность адсорбции заключается в уменьшении свободной поверхностной энергии. Физическая адсорбция сопровождается выделением тепла, сравнимого с теплотой конденсации. При постоянной температуре величина адсорбции увеличивается с повышением давления газа.

Сущность адсорбционной осушки состоит в избирательном поглощении поверхностью пор твёрдого адсорбента молекул воды с последующим извлечением их из пор повышением температуры адсорбента. Адсорбент должен обладать высокой избирательностью, большой адсорбционной ёмкостью (влагоёмкостью), влагостойкостью в присутствии капельной влаги, высокой механической прочностью при давлениях и температурах регенерации, выдерживать многократную регенерацию без потери активности, иметь невысокую стоимость, быть некоррозионно активным.

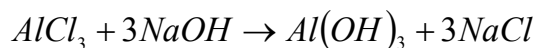
Для осушки применяют следующие адсорбенты.

1) *Силикагель* – это высушенный диоксид кремния SiO_2 . Его получают из силиката натрия:

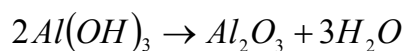


Силикагель применяется в виде твёрдых, лёгких, полупрозрачных зёрен.

2) *Активированный оксид алюминия*. Это γ -форма кристаллической модификации Al_2O_3 . Его получают следующим образом:



Далее при нагреве до 600...900°C гидроксида алюминия:



3) *Алюмогель* – это аморфный высокопористый оксид алюминия Al_2O_3 . Его получают обезвоживанием $Al(OH)_3$ в течение 1...2 суток при температурах ниже 35°C.

4) *Синтетические цеолиты*. О цеолитах было изложено в разделе 2.2.4. Для осушки газа применяют цеолиты типа *NaA* или *KA*. Синтетические цеолиты обладают целым рядом преимуществ: сохраняют свойства при высоких температурах, способны поглощать влагу при низком парциальном давлении паров воды, обладают большой скоростью поглощения и высокой глубиной осушки в течение всей стадии, способны одновременно с осушкой осуществлять очистку газа от кислых компонентов.

5) *Природные цеолиты (бокситы)*. Это группа природных минералов, к которым относятся шабазит, филлипсит, морденит, гейландит, клиноптилолит и др. Они обладают такими же свойствами, что и синтетические цеолиты, значительно дешевле, но имеют меньшую влагоёмкость.

Силикагель марки КСМ позволяет осушить газ до точки росы -53...-57°C, оксид алюминия – до точки росы -61...-66°C, цеолит NaA – до точки росы -70...-75°C.

Влагоёмкость адсорбентов зависит от величины относительной влажности исходного газа. Например, при высокой относительной влажности газа максимальную влагоёмкость имеет силикагель. При небольшой относительной влажности газа наибольшую влагоёмкость имеют синтетические цеолиты. При проектировании процесса осушки рекомендуется принимать влагоёмкость синтетических цеолитов 9%, силикагеля 7...9%, оксида алюминия 4%.

Иногда применяют комбинацию двух адсорбентов в одном аппарате, например, силикагеля и активированного оксида алюминия, что позволяет сочетать высокую поглощательную способность силикагеля с высокой глубиной осушки газа оксидом алюминия. Или комбинацию природного и синтетического цеолита, позволяющую снизить стоимость адсорбента.

Обычно срок службы адсорбентов 2...4 года, так как их поглощательная способность в процессе эксплуатации уменьшается. Этот процесс называется старением адсорбента. Различают истинное и кажущееся старение адсорбента.

Истинное старение – это необратимые изменения структуры адсорбента при высоких температурах регенерации, оно зависит от величины температуры и числа циклов регенерации. Происходит истинное старение быстро, в начальный период эксплуатации адсорбента.

Кажущееся старение – это загрязнение пор адсорбента без изменения его структуры. Кажущееся старение обратимо и после очистки поверхности адсорбента от загрязнений его свойства восстанавливаются.

Размеры адсорбера зависят от скорости газа и времени контакта. Адсорбция молекул воды происходит мгновенно и увеличение времени контакта более 5 с не влияет на глубину осушки. Но повышенная температура и высокая относительная влажность газа отрицательно сказываются на процессе адсорбции, поэтому время контакта должно быть больше – 10...20 с. С увеличением скорости газа в аппарате повышается гидравлическое сопротивление слоя адсорбента, растут эксплуатационные расходы, но одновременно снижаются капитальные расходы. Кроме этого, с увеличением скорости газа повышается механический износ гранул адсорбента, особенно при высоких давлениях. Таким образом общая стоимость всех затрат должна иметь минимальное значение, которому соответствует оптимальная величина скорости газа. Рекомендуется принимать скорость газа в свободном сечении адсорбера не выше 0,3 м/с.

Для непрерывности процесса на установке осушки необходимы минимум 2 адсорбера, так как полный цикл состоит из стадий адсорбции, регенерации и охлаждения адсорбента. Поэтому если в одном адсорбере осуществляется осушка, то в другом адсорбере одновременно происходит регенерация и охлаждение. На многих ГПЗ (Нижевартовск, Нягань, Сургут и др.) установка осушки имеет 6 адсорберов, из которых 4 постоянно находятся на стадии осушки, один – на стадии регенерации и один – на стадии охлаждения.

Наиболее доступный и экономичный способ регенерации адсорбента – продувка его горячим газом. Слишком низкая температура регенерации не обеспечивает эффективную десорбцию, а при слишком высокой температуре пористая структура адсорбентов начинает разрушаться. Поэтому оптимальные температуры регенерации следующие: для оксида алюминия 200...250°C, для силикагеля 180...220°C, для синтетических цеолитов 200...350°C. Количество тепла, поступающего с горячим газом, должно быть достаточно для нагрева адсорбента до температуры десорбции воды и компенсации теплоты испарения воды и потерь тепла. Нагрев ведётся со скоростью не более 60° в час. Время, затрачиваемое на нагрев, составляет 0,6...0,65 от времени адсорбции. Объём газов регенерации составляет 10...20% от основного потока газа.

Стадию охлаждения адсорбента начинают после завершения регенерации и переключения аппарата на режим адсорбции (осушки). Охлаждение

ведут исходным холодным газом. Период охлаждения занимает 0,35...0,40 от времени, затрачиваемого на адсорбцию.

Исходный сырой газ и газ охлаждения подают в адсорбер сверху вниз. Горячий газ регенерации подают снизу вверх. Такое направление исключает взрыхление слоя и повышенный механический износ адсорбента на стадии осушки, обеспечивает наиболее качественную регенерацию нижней части слоя, что важно для получения низкой точки росы и исключает загрязнение нижнего слоя адсорбента на стадии охлаждения.

На рис. 2.4 приведена технологическая схема установки адсорбционной осушки газа.

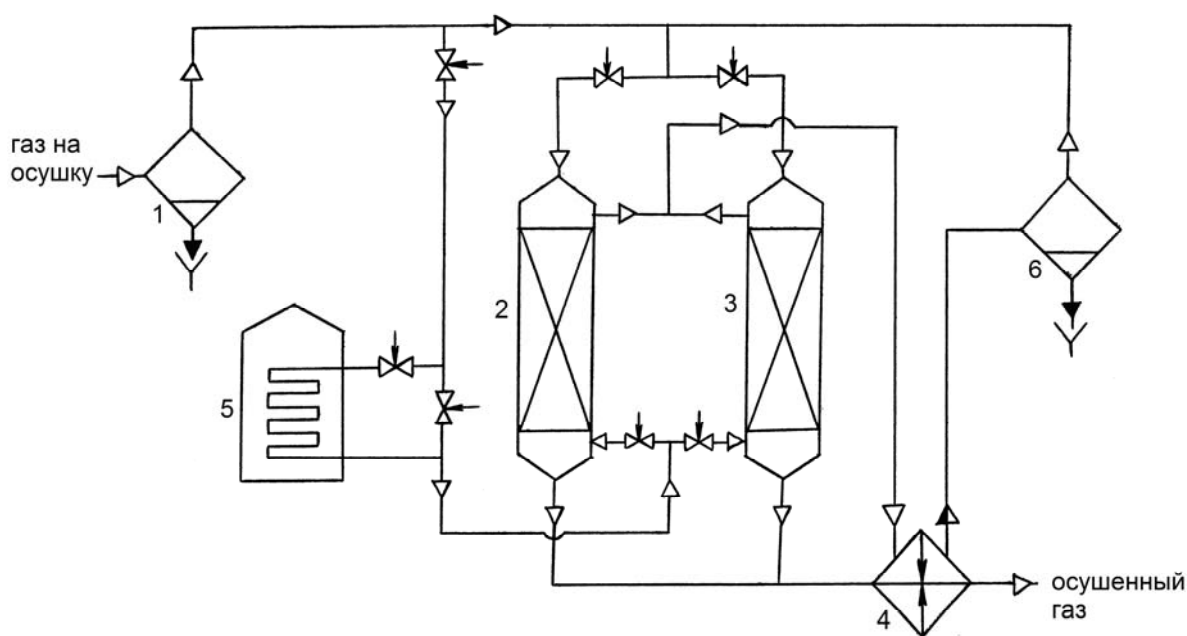


Рис. 2.4. Технологическая схема установки адсорбционной осушки газа

Влажный газ поступает в сепаратор 1 для отделения капельной влаги. Затем основной поток газа поступает в адсорбер 2 или 3, находящийся на стадии осушки и проходит его сверху вниз. Пары воды поглощаются твердым адсорбентом и осушенный холодный газ через теплообменник 4 уходит с установки.

Часть (около 10%) исходного холодного газа из сепаратора 1 нагревается в печи 5 и проходит снизу вверх адсорбер 2 или 3, находящийся на стадии регенерации. При этом происходит разогрев адсорбента и испарение поглощенной воды с его поверхности.

Горячий газ вместе с парами воды с верха адсорбера поступает в теплообменник 4, где охлаждается холодным осушенным газом. Пары воды при этом конденсируются и отделяются от газа в сепараторе 6. Газ из сепаратора далее смешивается с основным потоком влажного газа, поступающего на осушку.

После регенерации адсорбента производится его охлаждение. Для этого часть холодного газа, минуя печь, проходит адсорбер снизу вверх и через теплообменник 4, сепаратор 6 смешивается с основным потоком.

Общая продолжительность процесса $\tau_{общ}$:

$$\tau_{общ} = \tau_a + \tau_p + \tau_o$$

где τ_a , τ_p и τ_o – время стадий адсорбции, регенерации и охлаждения соответственно.

Время регенерации и охлаждения устанавливают экспериментально. Необходимое условие:

$$\tau_a \geq \tau_p + \tau_o$$

Для расчётов принимают $\tau_a = 8, 12, 16$ или 24 часа. Оптимальным считается 8 или 12 часов.

Необходимое количество адсорбента M (кг) для стадии адсорбции рассчитывается по формуле

$$M = \frac{V_z \cdot (C_n - C_k) \cdot \tau_a}{\alpha_o}$$

где V_z – объёмный расход сырого газа, $\text{м}^3/\text{ч}$;

C_n и C_k – начальная и конечная абсолютная влажность газа (до и после осушки), $\text{кг}/\text{м}^3$. C_k принимается;

τ_a – время стадии адсорбции, ч;

α_o – динамическая влагоёмкость адсорбента (в долях). Для цеолитов $\alpha_o = 0,09$; для силикагеля $\alpha_o = 0,07 \dots 0,09$; для оксида алюминия $\alpha_o = 0,04$.

По этой формуле рассчитывается масса адсорбента только для стадии адсорбции. Кроме этого, какое-то количество адсорбента должно находиться в это же время на стадии регенерации и охлаждения, в зависимости от схемы работы установки и количество аппаратов на каждой стадии. Так, при наличии на установке двух адсорберов, общее количество адсорбента $M_{общ}$ должно быть увеличено вдвое:

$$M_{общ} = 2 \cdot M$$

Производительность одного адсорбера V_{adc} по сырому газу ($\text{м}^3/\text{с}$) рассчитывается по формуле

$$V_{adc} = \omega \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

где w – допустимая скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с. Как было отмечено выше, она должна быть не более 0,3 м/с;

D – диаметр адсорбера, м. Принимается стандартное значение диаметра, но не более 4,2 м.

Необходимое количество аппаратов n для стадии адсорбции:

$$n = \frac{V_z}{V_{adc}}$$

Для обеспечения непрерывности процесса полученное число адсорберов удваивают.

На основании диаметра аппарата и насыпной плотности адсорбента рассчитывают высоту слоя, проверяют время контакта при принятой линейной скорости. Если полученное время контакта оказалось меньше принятого, то увеличивают высоту слоя таким образом, чтобы обеспечивалось необходимое время контакта. При этом необходимо учитывать, что отношение высоты адсорбера к его диаметру должно находиться в пределах от 1 до 5.

К преимуществам осушки газа адсорбцией относятся:

- высокая депрессия точки росы в широком диапазоне температур и давлений;
- изменения температуры и давления не оказывают существенного влияния на качество осушки;
- простота и надёжность процесса.

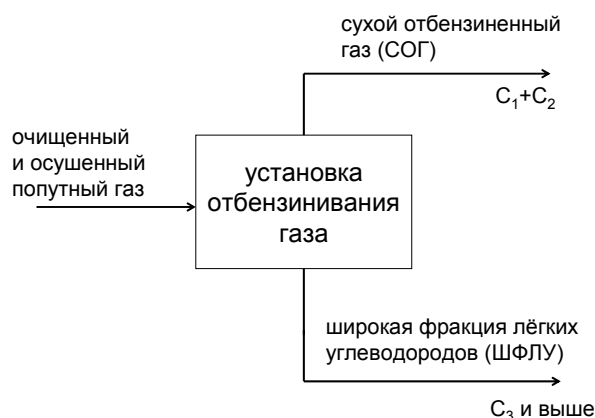
К недостаткам процесса относятся:

- большие капитальные вложения и высокие эксплуатационные затраты, в том числе на адсорбент;
- большое гидравлическое сопротивление адсорбента потоку газа;
- периодичность стадий;
- снижение активности адсорбента из-за загрязнения его механическими примесями, продуктами коррозии и др.

2.5. Отбензинивание газа

Отбензинивание газа – это процесс извлечения углеводородов от пропана и выше. Это один из основных и сложных процессов на ГПЗ. Необходимость отбензинивания вызвана двумя основными причинами.

Во-первых, удаление из газа углеводородов от пропана и выше связано тем, что сухой газ (СОГ) перед подачей в магистральный газопровод сжимают на компрессорных станциях до 7,5 МПа (75 ат). При таком давлении углеводороды от пропана и выше конденсируются и переходят в жидкую фазу. Конденсат осложняет транспорт газа, может вызвать нарушения в нормальной работе компрессоров. Качество отбензинивания характеризуется точкой росы сухого газа по углеводородам (см. табл. 2.3).



Во-вторых, углеводороды, извлекаемые из газа, являются ценным сырьём нефтехимии и оставлять их в СОГ, который используется в основном как топливо, нежелательно. В настоящее время на современных ГПЗ за рубежом из нефтяного газа при отбензинивании выделяют углеводороды *от этана* и выше, оставляя в СОГ практически один метан. Этан является ценнейшим сырьём нефтехимии. Так, при пиролизе этана достигается максимальный выход этилена (до 70%). В России также есть тенденция к постепенному переходу к технологии выделения этана из нефтяного газа.

Получаемая при отбензинивании смесь углеводородов (ШФЛУ) ещё называется нестабильным газовым бензином (НГБ). Отсюда и произошло слово «отбензинивание». НГБ на некоторых ГПЗ подвергается стабилизации (удаление пропана и бутана) с получением стабильного газового бензина (СГБ).

Применяются следующие способы отбензинивания газа:

- 1) Компрессионный.
- 2) Абсорбционный. Если процесс осуществляется при положительных температурах – это маслоабсорбционные установки (МАУ). Если процесс абсорбции проводится при отрицательных температурах – это низкотемпературная абсорбция (НТА).
- 3) Низкотемпературная конденсация (НТК).
- 4) Низкотемпературная ректификация (НТР).
- 5) Адсорбционный.

2.5.1. Компрессионный метод

Компрессионный метод основан на сжатии газа с последующим его охлаждением. При сжатии газа парциальное давление извлекаемых компонентов доводится до давления насыщенных паров этих компонентов и они переходят в жидкую фазу – газовый бензин. Повышение давления и понижение температуры приводит к увеличению количества жидкой фазы. Сконденсировавшиеся углеводороды облегчают переход более лёгких компонентов в конденсат за счёт их растворения.

Оптимальное давление сжатия определяется несколькими факторами: составом исходного газа, требуемой степенью извлечения целевых компонентов, энергозатратами на сжатие и охлаждение и т.п. В большинстве случаев оптимальное давление составляет 2,0...4,0 МПа. Газ обычно сжимают с помощью двух- или трёхступенчатых компрессоров. Для повышения эффективности работы компрессоров применяют межступенчатое охлаждение газа в промежуточных холодильниках и охлаждение стенок цилиндров компрессора. Для сжатия газа используют поршневые и турбокомпрессоры. Первые обычно применяют в области высоких давлений, вторые – при давлениях не выше 4,5 МПа. Турбокомпрессоры имеют большую производительность. Для привода компрессоров используют электродвигатели, газомоторы, паровые или газовые турбины. Наиболее экономичными являются паровые турбины.

Компрессионный метод применяют для отбензинивания жирных газов, содержащих более 150 г углеводородов C_3 и выше на 1 м³ нефтяного газа. Технологическая схема установки отбензинивания данным методом приведена на рис. 2.5.

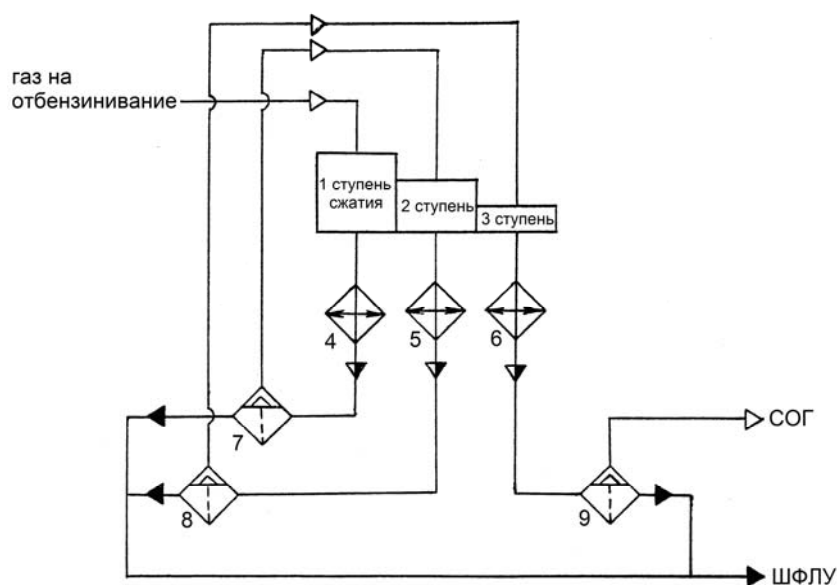


Рис. 2.5. Технологическая схема установки компрессионного отбензинивания газа

Исходный газ последовательно сжимается в первой ступени компрессора до 0,4...0,6 МПа, во второй ступени до 1,2...1,7 МПа и в третьей ступени до 3,2...5,0 МПа. После каждой ступени сжатия газоконденсатная смесь охлаждается в холодильниках 4, 5, 6, после чего конденсат отделяется от газа в сепараторах 7, 8, 9. Конденсат после первой ступени сжатия содержит в основном углеводороды ряда пентана и выше, после второй

ступени - в основном пропан и бутаны, после третьей - пропан и более лёгкие углеводороды.

Недостатком метода является нечёткое разделение, что приводит к попаданию лёгких углеводородов в конденсат и потере значительной части тяжёлых углеводородов с газовой фазой. Поэтому данный метод применяют обычно в комбинации с другими, более эффективными методами отбензинивания.

2.5.2. Способы получения умеренного и глубокого холода

Низкотемпературные процессы в газопереработке приобретают всё большее значение в связи с повышающейся потребностью в таких индивидуальных углеводородах, как этан, пропан и бутаны, а также увеличивающимся спросом на сжиженные газы. Процессы разделения углеводородных газов основаны на различии физико-химических свойств компонентов газа. Наиболее важный показатель, влияющий на технологические параметры процессов разделения - давление насыщенных паров компонентов. Чёткость разделения углеводородных газов в значительной степени определяется относительной летучестью компонентов. Компоненты или фракции углеводородов, имеющие наибольшую разность значений летучести, разделяются с меньшей затратой энергии.

Значения относительной летучести для бинарной системы не являются постоянными, а увеличиваются с понижением температуры и уменьшаются с повышением давления. Если увеличивать давление при постоянной температуре, то в жидкую фазу будет переходить большее количество лёгких углеводородов, то есть чёткость разделения будет снижаться (что и наблюдается в компрессионном способе отбензинивания).

Если же понижать температуру при постоянном давлении, то чёткость разделения компонентов *повышается*. Тем не менее, на практике разделение углеводородных газов проводят при повышенном давлении, что позволяет в большинстве случаев вести процесс при умеренном охлаждении. Но для более чёткого разделения компонентов газа предпочтение следует отдавать понижению температуры. Поэтому, прежде чем рассматривать основные низкотемпературные процессы разделения углеводородных газов (НТК, НТР, НТА), остановимся на основных способах получения холода.

Производство холода на любом заданном температурном уровне, ниже температуры окружающей среды, осуществляется в системах, реализующих тот или иной холодильный цикл. В современных процессах газопереработки используются различные холодильные циклы, позволяющие получить температуры от близких к температуре окружающей среды до температуры жидкого гелия.

В настоящее время в низкотемпературных процессах используются следующие технологические схемы:

1) *с внешним холодильным циклом*, когда применяются специальные вещества - хладагенты, совершающие круговой процесс в холодильном цикле; при этом могут использоваться не только однокомпонентные хладагенты (пропан, этан, этилен, аммиак и т.д.), но и многокомпонентные, смешанные (например, смесь лёгких углеводородов); для глубокого охлаждения используют каскадные холодильные циклы, которые основаны на использовании соединённых последовательно нескольких холодильных циклов с различными хладагентами, отличающимися по температурам кипения;

2) *с внутренним холодильным циклом*, когда используется непосредственное охлаждение технологических потоков путём их *дрессельного* (изоэнтальпийного) или *детандерного* (изоэнтропийного) расширения;

3) *с комбинированным холодильным циклом*, например с использованием внешнего хладагента на начальном этапе с последующим дресселированием или детандированием потока.

Получение холода связано с передачей тепла от менее нагретого тела к более нагретому, в то время как самопроизвольно процесс передачи тепла может осуществляться только наоборот, от более нагретого к менее нагретому телу. Следовательно, процесс получения холода возможен только с затратой работы. В качестве переносчика тепла с низшего температурного уровня на более высокий используется рабочее вещество - хладагент, совершающее круговой процесс.

Если в качестве хладагентов используются газы с критической температурой более высокой, чем температура окружающей среды, охлаждение называется *умеренным*, если же с более низкой - это *глубокое охлаждение*.

Различие между процессами умеренного и глубокого охлаждения заключается в том, что в процессе умеренного охлаждения сжатые до определенного давления газы конденсируются, отдавая тепло окружающей среде (воздуху или воде), а в процессе глубокого охлаждения для конденсации хладагента его необходимо охладить до температуры более низкой, чем температура окружающей среды.

2.5.2.1. Получение умеренного холода

В процессе *умеренного* холода нижний температурный предел (до минус 120°C) достигается при использовании в качестве хладагента этилена. В зависимости от способа сжатия хладагента и изменения его состояния в рабочем цикле для достижения умеренного охлаждения используют следующие холодильные установки:

1) парокомпрессионные холодильные машины, в которых сжатие хладагента осуществляется поршневым, турбинным или винтовым компрессором и сжатый газ подвергается конденсации;

2) абсорбционные холодильные машины, в которых хладагент сжимается термокомпрессором и подвергается сжижению.

Принципиальная схема парокомпрессионной холодильной машины показана на рис.2.6.

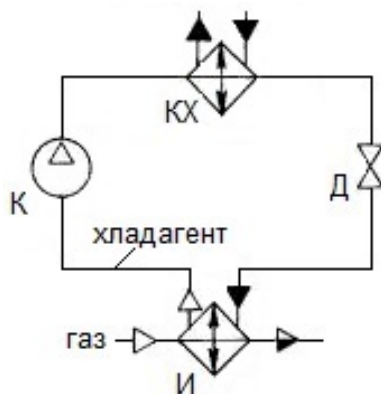


Рис. 2.6. Схема парокомпрессионной холодильной машины

Пары циркулирующего хладагента направляются на приём компрессора *К* и сжимаются в нём до рабочего давления. Сжатые пары хладагента поступают в холодильник-конденсатор *КХ*, где при охлаждении водой или воздухом конденсируются и доохлаждаются. Переохлаждённый жидкий хладагент затем дросселируется в *Д*, в результате чего его температура понижается. После дросселя *Д* хладагент направляется в испаритель *И*, где происходит его испарение за счёт подвода тепла охлаждаемым потоком газа. Газ при этом охлаждается и частично ожижается. Все бытовые холодильники и морозильники представляют собой парокомпрессионную холодильную машину.

Верхняя температура парокомпрессионного цикла примерно одинакова при использовании всех хладагентов, так как зависит от температуры охлаждаемой воды, и колеблется от 0 до +30°C. Нижнюю температуру цикла задают в зависимости от назначения холодильной установки. Выбор хладагента зависит от необходимого интервала температур в работе холодильной установки, т.е. от требуемого нижнего температурного предела. Так, на ГПЗ часто применяют в качестве хладагента пропан, температура испарения которого составляет минус 42°C (при 0,1 МПа). При выборе хладагента и температурного интервала цикла стремятся также к тому, чтобы давление насыщенных паров хладагента при нижней температуре цикла было близко к атмосферному.

Одним из лучших хладагентов по термодинамическим свойствам является аммиак. При температуре +20°C давление насыщенных паров аммиака составляет 857 КПа, в то время как температура насыщения, равная

минус 34°C, соответствует давлению 98 КПа. Следовательно, создание аммиачной парокомпрессионной холодильной установки на конечные температуры до минус 34°C не требует применения вакуума, что значительно упрощает её конструкцию. Кроме того, по сравнению с другими хладагентами аммиак имеет более высокую холодопроизводительность на 1 кг хладагента. Аммиак тем не менее имеет и некоторые недостатки - токсичность и коррозионную активность, поэтому в промышленности широкое применение в качестве хладагентов находят углеводороды, в частности пропан, этан или этилен, которые, хотя и имеют более низкую холодопроизводительность по сравнению с аммиаком, но не обладают коррозионной активностью и нетоксичны.

В абсорбционных холодильных машинах необходимо выбрать не только подходящий хладагент, но и дешёвый и доступный растворитель, в котором легко растворяется хладагент. Схемы абсорбционных циклов отличаются от парокомпрессионных способом сжатия паров хладагента после испарителя.

Преимуществом парокомпрессионных машин по сравнению с абсорбционными являются компактность и меньшая металлоёмкость.

2.5.2.2. Получение глубокого холода

Для получения глубокого холода в процессах газопереработки используются:

- 1) внутренние холодильные циклы;
- 2) каскадные холодильные циклы;
- 3) комбинированные холодильные циклы.

Внутренние холодильные циклы действуют за счёт изоэнтальпийного (дресселирование) или изоэнтروпийного (детандеры) расширения газового потока. Слово «внутренний» означает, что охлаждение газа происходит за счёт уменьшения его *внутренней* энергии.

Дресселирование – это снижение давления газа или жидкости при прохождении через суженное отверстие (вентиль, клапан). Расширение газа до более низкого давления без совершения работы при дресселировании приводит к снижению температуры самого газа. Происходит это в результате того, что все реальные газы при обычных температурах обладают несколько большей сжимаемостью, чем это следует из закона Бойля-Мариотта. В связи с тем, что при сжатии газа молекулы его сближаются, возникает *дополнительное* действие сил взаимного притяжения. При последующем расширении сжатого газа до первоначального объёма тратится дополнительная работа, осуществляемая за счёт внутренней энергии сжатого газа, то есть путём затраты соответствующего количества содержащейся в нём теплоты, поэтому температура расширяющегося газа понижается. Этот эффект называется эффектом Джоуля-Томсона.

С повышением начальной температуры газа дроссельный эффект уменьшается. Дросселирование лучше применять при расширении газа в области между высокими давлениями (то есть когда давление газа перед и после дросселя достаточно высокое).

Детандирование – это расширение предварительно сжатого газа с совершением внешней работы. Процесс осуществляется в специальных машинах – детандерах. Название *детандер* происходит от французского слова *detendre* – расширять сжатое. Расширение сжатого газа в детандере происходит без обмена теплотой с окружающей средой и совершаемая при этом работа производится за счёт внутренней энергии газа. Расширительные машины делятся на два основных класса.

1) Машины статического (объёмного) действия, в которых расширение газа происходит в переменном объёме под воздействием поршней с возвратно-поступательным или вращательным движением. В технике глубокого охлаждения из машин этого класса наибольшее распространение получили одноступенчатые поршневые детандеры. Иногда используют ротационные или винтовые детандеры.

2) Поточные машины динамического действия, в которых расширение газа происходит в результате его движения через системы неподвижных направляющих каналов и межлопаточных каналов. Это турбодетандеры. Работа в турбодетандерах создается в результате взаимодействия потока газа с кольцевыми лопаточными решётками, т.е. системами лопастей, расположенных вокруг оси вращения. Принцип действия турбодетандера заключается в осуществлении процесса расширения газа с совершением внешней работы путем полного или частичного преобразования энергии сжатого газа в кинетическую энергию в направляющем (сопловом) аппарате и последующего преобразования энергии газа в механическую работу во вращающемся рабочем колесе. Этот процесс сопровождается понижением энтальпии газа, т.е. получением холода и передачей внешнему потребителю механической энергии (обычно компрессору).

Расширительная часть турбодетандера представляет собой одноступенчатую турбину, в которой газ, расширяясь, вращает рабочее колесо, насаженное на одном валу с рабочим колесом компрессора.

Принцип действия турбодетандера следующий. Газ с некоторой скоростью v_o (рис. 2.7) поступает в межлопаточные каналы соплового аппарата и расширяется в них от начального давления P_o до давления P_1 .

В результате расширения кинетическая энергия газа возрастает и он приобретает скорость v_1 (причём $v_1 > v_o$), а температура его уменьшается. Выйдя из соплового аппарата, газовая струя попадает в каналы между лопатками рабочего колеса и энергия расширившегося газа заставляет вращаться ротор. В рабочем колесе происходит дальнейшее расширение газа до давления P_2 ($P_2 < P_1$), увеличение его скорости до v_2 ($v_2 > v_1$) и, следовательно, его охлаждение.

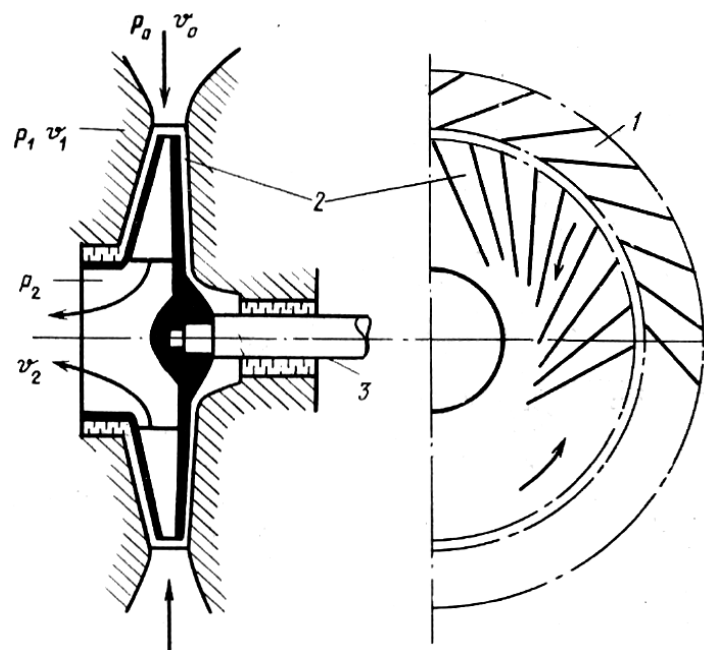


Рис. 2.7. Рабочее колесо активно-реактивного радиального турбодетандера: 1 – направляющий аппарат с соплами; 2 – лопатки рабочего колеса; 3 – вал

В зависимости от того, где заканчивается расширение газа – в соплах или рабочих лопатках ротора, турбодетандеры делятся на два типа: активные и активно-реактивные. В турбодетандере активного типа газ полностью расширяется в направляющих соплах. При этом он приобретает большую скорость и вся энергия расширившегося газа передаётся рабочему колесу воздействием скоростного напора на лопатки колеса. В турбодетандере активно-реактивного типа расширение газа происходит как в сопловом аппарате, так и на рабочем колесе.

В детандере достигается больший эффект охлаждения, чем при дросселировании. Конечная температура, полученная при адиабатическом расширении газа с отдачей внешней работы, рассчитывается по формуле:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_K}{P_H} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}}$$

где T_1 и T_2 – температура газа перед детандером и после детандера соответственно, К;

P_H и P_K – начальное и конечное давление газа до и после детандера соответственно, МПа;

κ – показатель адиабаты газа.

$$\kappa = \frac{C_p}{C_v}$$

где C_p и C_v – теплоёмкость газа при постоянном давлении и при постоянном объёме соответственно. Для одноатомных газов (He , Ar) $\kappa = 1,66$; для двухатомных газов (O_2 , N_2) $\kappa = 1,4$; для трёхатомных газов (CO_2 , CH_4 , C_2H_6 и др.) $\kappa = 1,33$.

Детандирование применяют при большом перепаде давлений при расширении или когда расширение начинается при сравнительно высоких температурах.

Большой эффект даёт комбинация дросселирования и детандирования.

Каскадные холодильные циклы представляют собой последовательно соединённые парокомпрессионные машины с различными хладагентами, отличающимися по температурам кипения. Принцип взаимодействия последовательно соединённых парокомпрессионных холодильных машин заключается в том, что хладагент, сжижающийся при более высокой температуре, служит для конденсации паров труднее конденсируемого хладагента. Например, в стандартном каскадном холодильном цикле, предназначенном для сжижения природного газа, обычно применяют три ступени. На первой ступени в качестве хладагента используют пропан, фреон или аммиак, на второй – этан или этилен, на третьей – метан или природный газ. Принципиальная схема каскадного холодильного цикла показана на рис. 2.8.

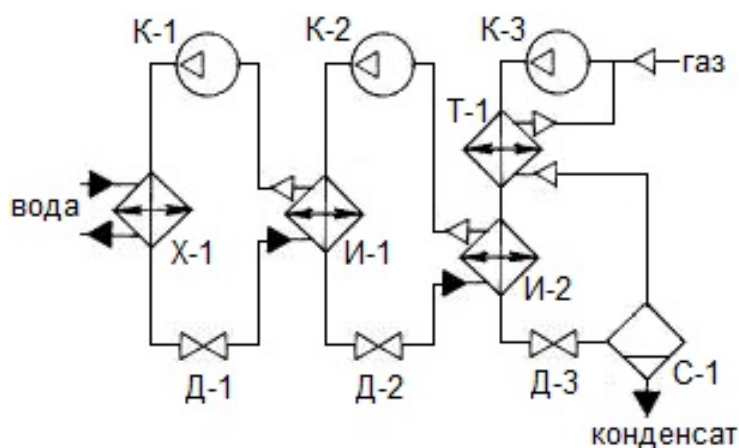


Рис. 2.8. Схема каскадного холодильного цикла

Пары хладагента первой ступени, например пропана, конденсируются водой или воздухом в $X-1$ и, после расширения в дросселе $D-1$, поступают в испаритель $И-1$ для конденсации паров хладагента второй ступени, например этана. Сконденсированный хладагент второй ступени после дросселирования в $D-2$ поступает в $И-2$ на конденсацию хладагента третьей

ступени, например природного газа. Несконденсировавшийся газ из сепаратора *С-1* поступает в теплообменник *Т-1* для рекуперации холода, а затем в компрессор *К-3* для сжатия. Основное преимущество каскадных циклов – низкий расход энергии. Однако они требуют большего количества оборудования и более сложного управления потоками.

2.5.3. Низкотемпературная конденсация

Процесс низкотемпературной конденсации можно охарактеризовать как процесс изобарного охлаждения до температур, при которых при данном давлении появляется жидкая фаза. Нефтяной газ является многокомпонентной смесью, поэтому фазовые переходы и критические области в ней существенно отличаются от таковых для чистых веществ.

Для индивидуального вещества существует критическая точка, которой соответствует критическая температура и критическое давление. Причём, при температуре выше критической вещество существует только в однофазном состоянии и никакими сочетаниями значений других параметров перевести его в двухфазное состояние нельзя. Это значит, что процесс полного или частичного сжижения однокомпонентного газа путём его компримирования можно осуществлять только после предварительного охлаждения до температуры ниже критической.

В многокомпонентных газовых смесях и растворах критические области наблюдаются в широком диапазоне параметров. Так как индивидуальные компоненты нефтяных и природных газов (метан, этан и т.д.) имеют различные температуры конденсации, то при их охлаждении происходит следующее. При снижении температуры газа наступает момент, когда один из компонентов (при его парциальном давлении) начинает конденсироваться. Первым сконденсируется компонент, температура конденсации которого при его парциальном давлении в данной исходной смеси максимальна.

Углеводородные газы обладают особенностью растворяться в углеводородных жидкостях. Поэтому в жидкую фазу переходят не только те компоненты, которые должны конденсироваться при данных значениях температуры и парциального давления, но и другие, даже те, критическая температура которых значительно ниже температуры смеси в данный момент.

Например, смесь, состоящая из 10% мольн. CH_4 и 90% мольн. C_3H_8 может быть полностью сконденсирована при охлаждении до $+10^\circ C$ при давлении 20 ат. Таким образом, метан, у которого $T_{кр} = -82^\circ C$ в присутствии пропана при $+10^\circ C$ (на 92° выше критической!) переходит в жидкость.

Растворение газа в жидкости, как и конденсация газа, сопровождается выделением тепла (численно эти теплоты примерно равны).

По мере снижения температуры увеличивается количество жидкости и изменяется её состав – она обогащается легколетучими компонентами. При низкотемпературной конденсации (НТК) охлаждение продолжают

лишь до заданной степени конденсации, которая определяется необходимой глубиной извлечения целевых компонентов из газа и достигается с помощью вполне определённой конечной температуры охлаждения в зависимости от состава исходного газа.

Одной и той же степени конденсации можно достигнуть различными комбинациями значений температуры и давления. С повышением давления в системе, то есть с повышением парциального давления каждого компонента, степень конденсации при постоянной температуре увеличивается и происходит процесс, аналогичный процессу изобарного охлаждения. В области небольших значений степень конденсации быстро изменяется с изменением величины давления. При дальнейшем увеличении давления интенсивность конденсации снижается. То же можно сказать и о влиянии температуры. Таким образом, степень конденсации *не прямо пропорциональна* изменению давления и температуры.

Процесс конденсации протекает по разному в случаях, когда давление или температура имеют постоянное значение, а другой параметр изменяется. Так, при постоянной температуре и при повышении давления степень конденсации будет увеличиваться с ухудшением чёткости разделения углеводородов – в жидкую фазу вместе с тяжёлыми углеводородами переходит значительное количество лёгких (что и наблюдается при компрессионном отбензинивании газа). При постоянном давлении и снижении температуры конденсация сопровождается *более чётким* разделением лёгких и тяжёлых углеводородов (отбензинивание методом НТК).

Схемы НТК классифицируются:

- 1) по числу основных ступеней сепарации;
- 2) по виду источников холода;

По числу ступеней сепарации схемы НТК делятся на одно-, двух- и трёхступенчатые. На каждой ступени обязательно отводится образовавшаяся жидкая фаза.

По виду источников холода схемы НТК классифицируют на три вида:

- с внешним холодильным циклом;
- с внутренним холодильным циклом;
- с комбинированным холодильным циклом.

Внешний холодильный цикл не зависит от технологической схемы и имеет собственный хладагент. В зависимости от вида хладагента внешние холодильные циклы делятся на две группы:

- с однокомпонентным (-ными) хладагентом (-агентами);
- с многокомпонентным (смешанным) хладагентом – смесь лёгких углеводородов.

Внешние холодильные циклы с применением двух и более однокомпонентных хладагентов – это и есть каскадные холодильные циклы.

Во внутренних холодильных циклах холод получают за счёт технологических потоков самой схемы НТК. Схемы только с дросселированием

неэкономичны и сложны в эксплуатации. Использовать турбодетандеры как единственные источники холода можно лишь для тощих газов и при соответствующем перепаде давлений.

Нефтяные газы обычно отбензинивают по схемам, в которых внешний пропановый холодильный цикл сочетается с внутренним холодильным циклом. В таких схемах на первой ступени охлаждения газа до температур около минус 30°С применяют внешний пропановый цикл, а на второй ступени сепарации для достижения более низких температур применяют дросселирование жидких потоков и детандирование частично отбензиненного газа.

2.5.3.1. Одноступенчатая низкотемпературная конденсация с внешним холодильным циклом

Это классическая схема установки НТК, которая была применена впервые и получила в дальнейшем широкое распространение. На её основе были разработаны все существующие модификации установок НТК. Схема имеет один внешний источник холода – пропановый холодильный цикл и одну ступень конденсации. На рис. 2.9 представлена схема этой установки.

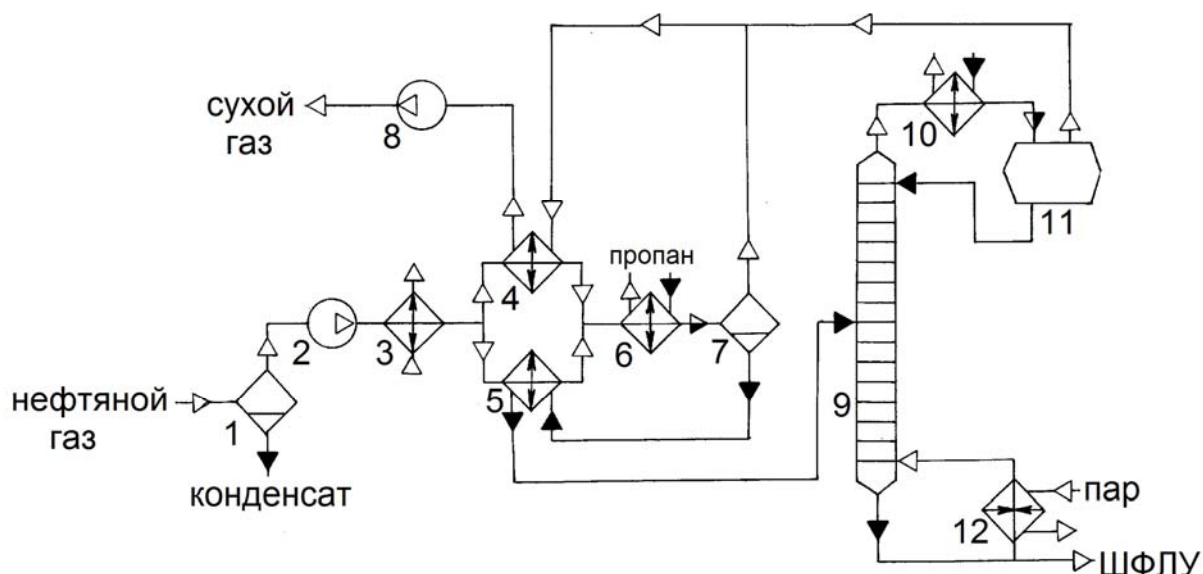


Рис. 2.9. Технологическая схема установки одноступенчатой НТК с внешним холодильным циклом

Нефтяной газ поступает в сепаратор 1, где он очищается от механических примесей, углеводородного и водного конденсата. Далее газ сжимается в компрессоре 2 до 3...4 МПа (и более), охлаждается в воздушном холодильном контуре 3 и разделяется на два потока. Первый поток газа охлаждается

в регенеративном теплообменнике 4, второй поток – в регенеративном теплообменнике 5. После чего оба потока объединяются и поступают в пропановый испаритель 6, где газ охлаждается до $-25\ldots-35^{\circ}\text{C}$ и поступает в сепаратор 7. В сепараторе от газа отделяется жидкая фаза, образовавшаяся при охлаждении и конденсации углеводородов.

Сухой газ (несконденсировавшиеся углеводороды, в основном метан и этан) из сепаратора 7 поступает в теплообменник 4, где отдаёт свой холод, дожимается в компрессоре 8 и уходит с установки.

Конденсат из сепаратора 7 отдаёт свой холод в теплообменнике 5, нагревается при этом до $+20\ldots+30^{\circ}\text{C}$ и поступает в середину ректификационной колонны (деэтанизатор) 9.

Деэтанизатор является основным аппаратом установки. Эффективность его работы влияет на качество продукции. Предназначена колонна для выделения растворённых углеводородов метана и в основном этана из конденсата, поступающего из сепаратора 7. Колонна имеет около 30 клапанных тарелок, давление $3,0\ldots3,5$ МПа, температура верха минус 30°C , низа $+94^{\circ}\text{C}$. Газы с верха деэтанизатора охлаждаются в пропановом холодильнике 10 и поступают в рефлюксную ёмкость 11, откуда конденсат подаётся на орошение колонны. Сухой газ из ёмкости 11 смешивается с сухим газом из сепаратора 7. С низа колонны отбирается нестабильный газовый бензин (НГБ), часть его через паровой подогреватель 12 (может быть печь) возвращается в низ колонны для поддержания температуры.

2.5.3.2. Двухступенчатая низкотемпературная конденсация с комбинированным холодильным циклом

Такая схема отбензинивания применяется на большинстве ГПЗ Западной Сибири. Технологическая схема установки представлена на рис. 2.10. Осушенный до точки росы минус 100°C газ делится на два потока. Первый поток при давлении 5,3 МПа охлаждается сначала в теплообменнике 1 холодным сухим газом, затем в теплообменнике 2 испаряющимся пропаном и в теплообменнике 3 опять холодным сухим газом. При этом часть газа конденсируется и с температурой $-50\ldots-54^{\circ}\text{C}$ поступает в сепаратор 4. Второй поток газа охлаждается в теплообменниках 10, 11 и также с температурой $-50\ldots-54^{\circ}\text{C}$ и таким же давлением поступает в сепаратор 4. Конденсат из сепаратора через дроссель стекает в сепаратор 5. При прохождении дросселя давление сбрасывается до 2,45 МПа, температура при этом снижается до $-70\ldots-75^{\circ}\text{C}$, все углеводороды от пропана и выше переходят в жидкое состояние.

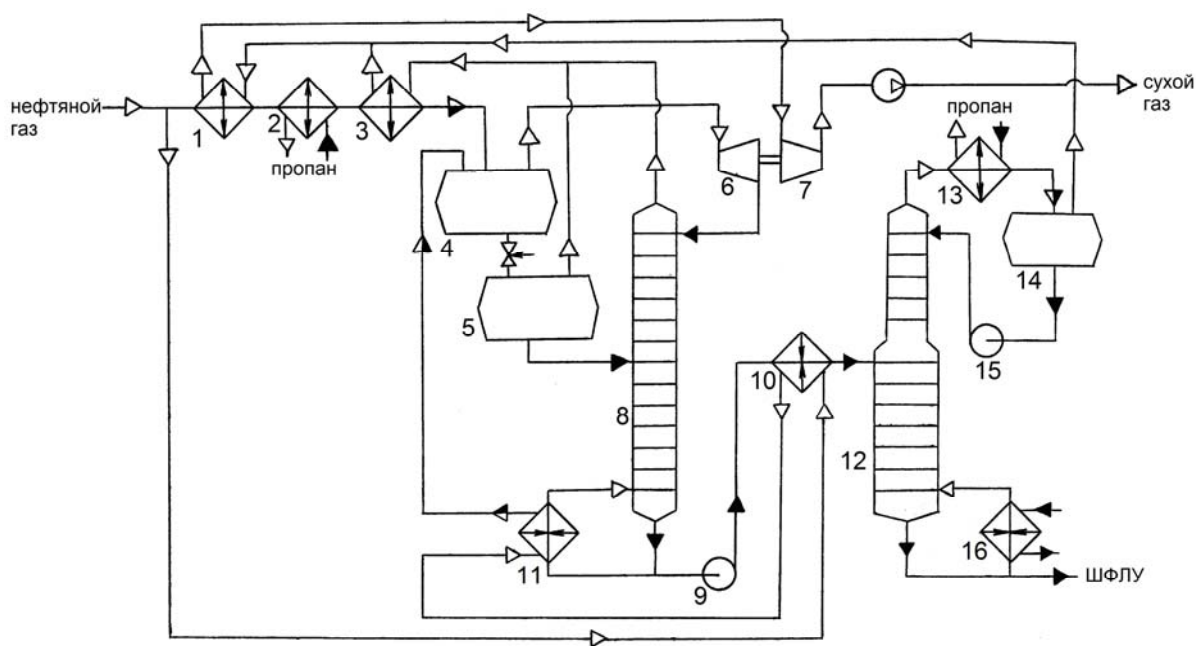


Рис. 2.10. Технологическая схема установки двухступенчатой НТК с комбинированным холодильным циклом

Метан и этан как сухой газ уходят с верха сепаратора 5 в теплообменники 3 и 1, где отдают свой холод. Газ с верха сепаратора 4 поступает в турбодетандер 6, где он расширяется до 2,4 МПа. Температура газа при этом снижается с -50 до $-80...-84^{\circ}\text{C}$ и часть газа конденсируется. Работа турбодетандера используется для вращения компрессора 7, установленного с ним на одном валу.

Газоконденсатная смесь из детандера 6 поступает в верхнюю часть деметанизатора 8. В колонне шесть тарелок, она предназначена для удаления основной массы метана из конденсата, поступающего из сепаратора 5. Температура верха колонны $-80...-84^{\circ}\text{C}$, низа $-54...-58^{\circ}\text{C}$. Газы (в основном метан) с верха колонны 8 вместе с сухим газом из сепаратора 5 поступают в теплообменники 3 и 1, где отдают свой холод сырьевому потоку, при этом нагреваются от -84 до $+34^{\circ}\text{C}$ и далее сжимаются в компрессоре 17 от 2,2 до 2,5 МПа и уходят с установки.

Тепло в низ колонны 8 подводится за счет циркуляции части остатка через теплообменник 11. Остаток колонны насосом 9 через теплообменник 10 подается в дезтанизатор 12. Эта колонна предназначена для удаления из конденсата основной массы этана. Температура верха колонны $-2...+2^{\circ}\text{C}$, низа $+107^{\circ}\text{C}$, давление 3,3 МПа, количество тарелок 41. Пары с верха колонны 12 охлаждаются в пропановом холодильнике 13, частично конденсируются, и при температуре -30°C поступают в емкость 14. Конденсат из емкости 14 подается на орошение колонны 12 насосом 15, сухой газ с верха емкости 14 смешивается с сухим газом после тепло-

обменника 3. С низа колонны 12 отводится нестабильный газовый бензин (НГБ). Часть его возвращается в низ колонны 12 через масляный подогреватель 16 для поддержания температуры. Теплоносителем в подогревателе 16 служит горячее масло (дизельное топливо), циркулирующее насосом через трубчатую печь (на схеме не показано).

Степень отбензинивания зависит от давления и температуры при охлаждении и ректификации сырья. Чем выше давление, тем больше жидкой фазы будет поступать из сепаратора 5 в колонну 8. Чем ниже температура в теплообменниках 1, 2, 3, тем больше выход конденсата и больше степень извлечения из сырья пропана. Максимальное извлечение пропана можно достигнуть при одновременной конденсации больших количеств метана и этана в сепараторе 5. Недостаточное удаление метана в колонне 8 приводит к уносу пропана с парами из колонны 12.

Для поддержания заданной температуры конденсации необходимо, чтобы температура газа, поступающего со стадии осушки, не превышала значения, заданного по технологической карте. При недостаточной осушке газа работа установки может быть нарушена в результате образования гидратов, закупорки труб, забивки аппаратуры, арматуры и т.д. Для разрушения уже образовавшихся гидратов в систему НТК вводится метанол.

Основные выводы, которые можно сделать из анализа работы установок НТК. Турбодетандеры целесообразно применять в схемах отбензинивания газа в области низких температур ($-45\ldots-75^{\circ}\text{C}$). Если содержание углеводородов C_3 и выше в исходном газе более $70\ldots 75 \text{ г/м}^3$, то детандерного холода для их извлечения не хватает и требуется дополнительное охлаждение.

Применение детандерного узла делает всю схему легко управляемой, так как параметры процесса как бы саморегулируются и поддерживаются на нужном уровне, обеспечивая заданную степень отбора целевых компонентов. В этом большое преимущество схем НТК с узлом детандирования. Это объясняется следующим. С уменьшением содержания в газе углеводородов C_3 и выше степень извлечения пропана остаётся на одном уровне за счёт понижения температуры газового потока в процессе детандирования (при постоянстве других параметров). Известно, что для достижения одинаковой степени извлечения целевых компонентов из более жирного газа необходима более высокая температура, чем из менее жирного. При детандировании более жирного газа при одной и той же степени расширения степень ожижения больше, чем для сухого. Следовательно, выделяется больше теплоты конденсации и температура в детандере повышается. При расширении более сухого газа наблюдается обратная картина. Таким образом, происходит как бы автоматическое регулирование температуры в детандере в зависимости от жирности исходного газа, что поддерживает извлечение целевых компонентов практически на одном уровне. Другие схемы отбен-

зинивания газа не дают возможности поддерживать на одном уровне глубину извлечения целевых компонентов при изменении состава газа.

2.5.4. Низкотемпературная ректификация

Принципиальное отличие схемы НТР от НТК состоит в том, что сырьё, поступающее на установку, после охлаждения, без предварительной сепарации подаётся в ректификационную колонну. В промышленности этот метод используют в 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).

В зависимости от принципиальной схемы НТР основные аппараты – ректификационные колонны – делятся на ректификационно-отпарные и конденсационно-отпарные. В первом случае (рис. 2.11) газ охлаждается в теплообменнике 1 обратным потоком холодного сухого газа, в результате чего он переходит в двухфазное состояние (частично конденсируется) и без предварительной сепарации подаётся в среднюю часть колонны 2. Колонна работает как полная ректификационная колонна. Верхний продукт колонны охлаждается испаряющимся жидким пропаном в холодильнике 3 и поступает в рефлюксную ёмкость 4, где отделяется газовая фаза (сухой газ), а сконденсировавшиеся углеводороды возвращаются в качестве орошения на верхнюю тарелку. В результате подачи холодной флегмы происходит конденсация из поднимающихся паров основной массы высококипящих углеводородов и отчасти метана и этана, но подвод тепла в нижнюю часть колонны через кипятильник 5 обеспечивает их выпаривание. ШФЛУ отводится с низа колонны.

Для охлаждения сырьевого газового потока в схему может быть включён либо холодильник с внешним хладагентом – пропаном, этаном и т.д., либо дроссели и турбодетандеры для получения холода за счёт расширения технологических потоков.

В схеме с конденсационно-отпарной колонной (рис. 2.12) исходный газ охлаждается в пропановом конденсаторе-холодильнике 1 и поступает в сепаратор 2, откуда сухой газ отводится с установки, а сконденсировавшиеся углеводороды из сепаратора поступают на верхнюю тарелку колонны 3. Дистиллят колонны смешивается с потоком сырьевого газа перед конденсатором-холодильником 1, который и служит верхней укрепляющей частью колонны 3.

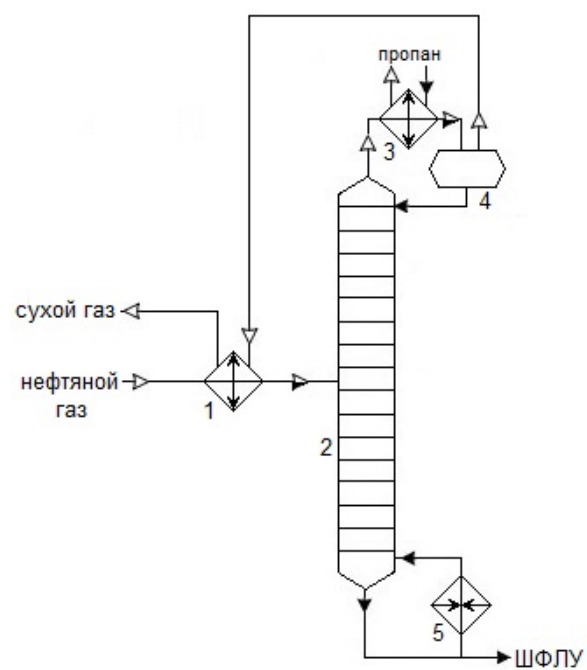


Рис. 2.11. Технологическая схема установки НТР с ректификационно-отпарной колонной

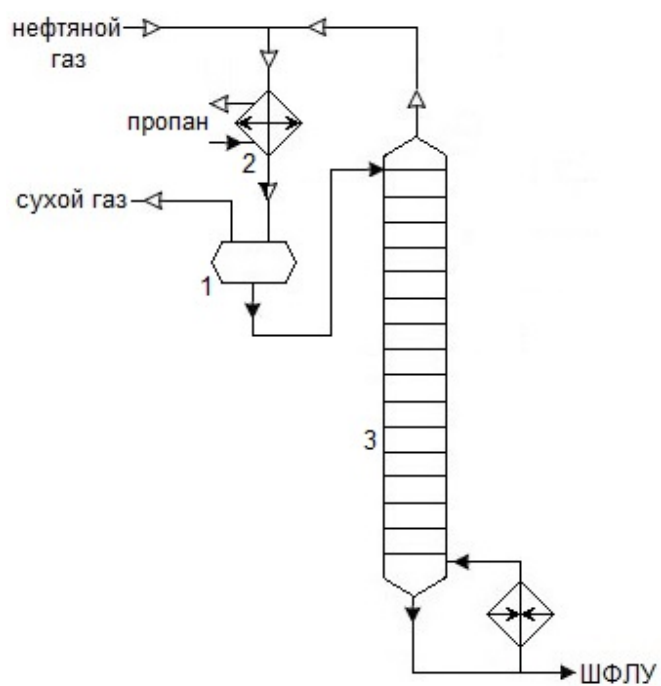


Рис. 2.12. Технологическая схема установки НТР с конденсационно-отпарной колонной

На рис. 2.13 представлена схема НТР с двумя вводами сырья.

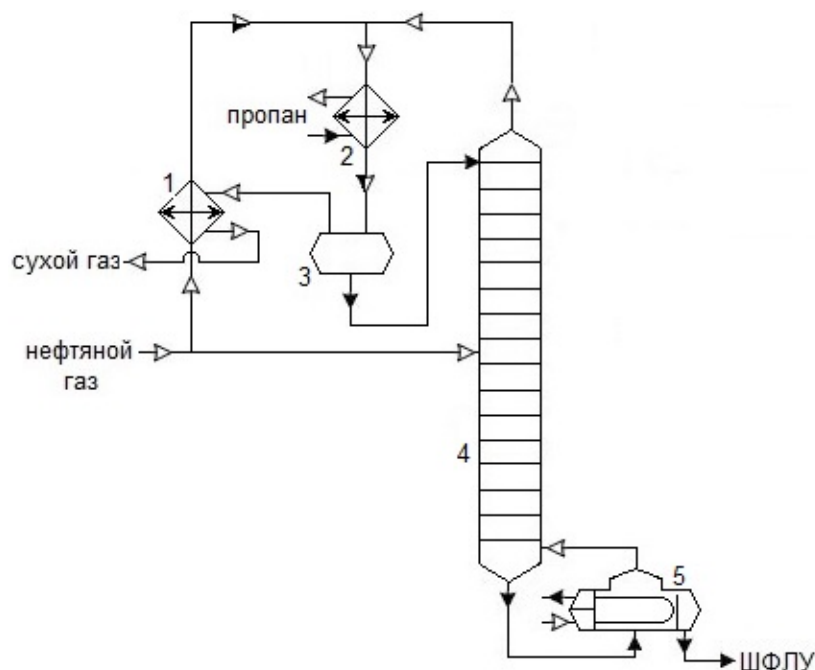


Рис. 2.13. Технологическая схема установки НТР с двухпоточным вводом сырья

Сырьё делится на два потока. Одна часть (60%) без охлаждения подаётся в среднюю часть колонны 4, вторая часть (40%) охлаждается сначала в теплообменнике 1, затем в пропановом холодильнике 2 и поступает в сепаратор 3, где сухой газ отделяется от углеводородного конденсата. Конденсат подаётся на верхнюю тарелку колонны 4 как орошение. Дистиллят колонны смешивается с потоком сырьевого газа после теплообменника 1. Сухой газ из сепаратора 3 отдаёт свой холод в теплообменнике 1 и уходит с установки. В низ колонны 4 тепло подаётся через ребойлер 5. Теплоносителем в ребойлере 5 может быть сырьевой поток газа.

В общем случае, рассмотренные схемы НТР были применены на ГПЗ в 1950-1960-х годах для отбензинивания жирных газов с содержанием C_3 и выше 400...600 г/м³. Для отбензинивания более тощих газов эти схемы непригодны. В 1970-1980-е годы были разработаны и внедрены в производство схемы с использованием глубокого холода на основе как внешних, так и внутренних циклов, которые успешно применяются до сих пор (как схема на рис. 2.10).

Анализ работы установок НТК и НТР позволяет сделать следующие выводы. В схемах НТК сухой газ из сепараторов уходит с установки и в ректификации не участвует, поэтому диаметр колонн в НТК меньше, чем в НТР. Так как с сырья колонны НТК меньше метана и этана, то конденсацию дистиллята осуществляется при более высоких температурах, с более низкими энергозатратами. Недостатком схем НТК является потеря части пропана и бутанов с сухим газом из сепараторов. Поэтому для более глубокого извлечения C_3 и выше из нефтяного газа в НТК необходимо более глубокое охлаждение, чтобы в конденсат переходили метан и этан.

2.5.5. Абсорбция

Метод абсорбции был освоен в США в 1913 году и до конца 1970-х годов являлся основным и наиболее распространённым способом отбензинивания газа. Физическая сущность процесса абсорбции заключается в достижении равновесия между потоками газа и жидкости за счёт диффузии (переноса) вещества из одной фазы в другую. Движущая сила процесса определяется разностью парциальных давлений извлекаемых компонентов в газовой и жидкой фазах. Если парциальное давление данного компонента в газовой фазе выше, чем в жидкой, то идёт абсорбция. Если наоборот – десорбция.

Таким образом, метод основан на избирательном поглощении (абсорбции) углеводородов от C_3 и выше из газа жидкими абсорбентами, в качестве которых используют бензин, керосин или дизельное топливо, в зависимости от условий проведения процесса. Растворимость извлекаемых компонентов в абсорбенте увеличивается по мере роста их молярной массы, повышения давления и понижения температуры.

Первые установки были простые и состояли из абсорбера и десорбера. Степень извлечения целевых углеводородов из газа была невысока. В дальнейшем технология процесса усовершенствовалась и все современные установки принципиально состоят из трёх основных частей: модуль абсорбции, модуль деэтанзации насыщенного абсорбента и модуль десорции (рис. 2.14).

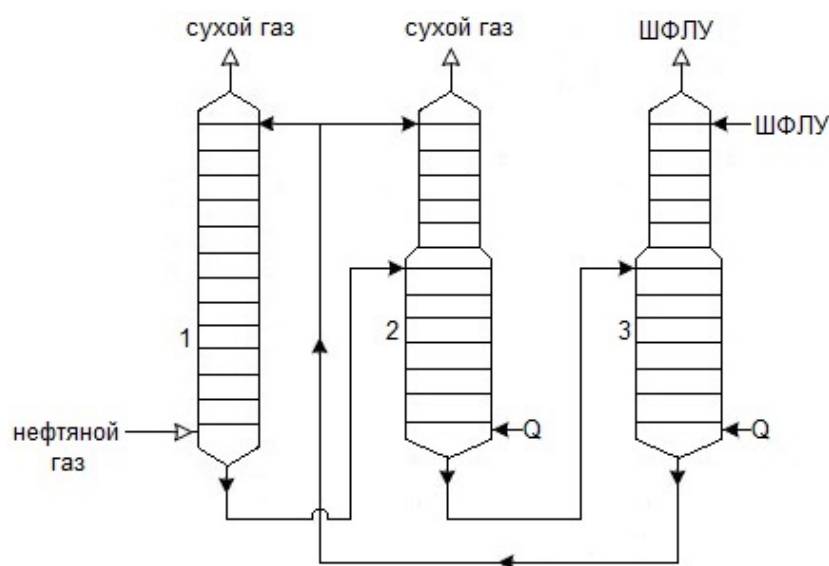


Рис. 2.14. Принципиальная схема отбензинивания газа методом абсорбции

Нефтяной газ подаётся под нижнюю тарелку абсорбера 1, а регенерированный (тощий) абсорбент – на верхнюю тарелку. Газ поднимается в абсорбере снизу вверх, жидкий абсорбент стекает сверху вниз. На тарелках

происходит контакт этих фаз и массообмен. Абсорбент поглощает целевые углеводороды от C_3 и выше, а также немного нежелательных – метана и этана. Отбензиненный сухой газ уходит с верха абсорбера 1, насыщенный абсорбент с низа абсорбера 1 поступает на деэтанизацию в колонну 2.

Назначение колонны 2 – удаление из абсорбента метана и этана, то есть деэтанизация. Колонна 2 состоит из двух частей: верхней – абсорбционной и нижней – отпарной. Поэтому колонна 2 называется абсорбционно-отпарная колонна (АОК). Иногда колонну 2 называют абсорбером-деэтанизатором или фракционирующим абсорбером. Насыщенный абсорбент поступает на верхнюю тарелку отпарной части АОК. В результате подвода тепла в низ АОК из абсорбента выпариваются метан, этан и немного более тяжёлых углеводородов. Эти пары поднимаются в верхнюю секцию АОК, где им навстречу стекает тощий абсорбент, подаваемый на верхнюю тарелку. Абсорбент поглощает углеводороды от C_3 и выше, выпаренные вместе с метаном и этаном в отпарной секции АОК. С верха АОК отводится сухой газ (в основном метан и этан), который называется ещё сбросный или остаточный газ, он используется в основном как топливо в печах или в котельной завода.

Деэтанизированный абсорбент с низа колонны 2 поступает на окончательную регенерацию в десорбер 3, где за счёт подвода тепла в низ этой колонны происходит десорбция и окончательно выпариваются все поглощённые абсорбентом углеводороды. Десорбер состоит из двух частей: верхней – укрепляющей и нижней – отгонной. Насыщенный абсорбент поступает на верхнюю тарелку отгонной части. В результате нагрева и снижения давления из него выделяются пары, которые поднимаются в укрепляющую часть, а жидкая фаза стекает в отгонную секцию. Тепло подводится в низ десорбера. Пары абсорбента, поднимаясь с отгонной секции, постепенно – от тарелки к тарелке – охлаждаются и, конденсируясь, отдают тепло стекающей жидкости, из которой выпариваются углеводороды. Последние поднимаются в укрепляющую секцию десорбера. Навстречу им стекает поток жидкости холодного орошения, предназначенный для конденсации и возврата в жидкую фазу лёгких фракций абсорбента, поднимающихся снизу вверх.

Количество холодного орошения вверху десорбера регулируют в зависимости от заданной температуры в верхней части колонны. Эта температура должна быть такой, чтобы при заданном давлении в колонне с дистиллятом не уходили пары абсорбента. В качестве орошения подают холодную жидкую ШФЛУ.

Регенерированный абсорбент с низа десорбера снова подаётся на верхнюю тарелку абсорбера 1 и АОК 2.

На установках МАУ извлечения пропана из газа недостаточно высокое и составляет 40...50%. Повышение давления в абсорбере и увеличение расхода абсорбента не приводят к существенному увеличению этого показателя.

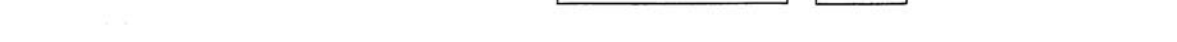


Схема применяется для отбензинивания газа с содержанием C_3 и выше $200...300 \text{ г/м}^3$. Нефтяной газ поступает на установку под давлением $3,4...3,7 \text{ МПа}$ и при температуре $+35...+40^\circ\text{C}$. Сначала газ охлаждается в теплообменнике 1 сбросными газами, затем в теплообменнике 2 отходящим сухим газом, затем в теплообменнике 3 испаряющимся пропаном до температуры минус 23°C , частично при этом конденсируется, и поступает в сепаратор 4. В сепараторе газ отделяется от конденсата, образовавшегося при охлаждении. Газ из сепаратора 4 поступает в абсорбер 5. Абсорбент подаётся на верхнюю тарелку абсорбера при температуре минус 23°C .

Абсорбер имеет следующие параметры: диаметр 2,6 м, высота 27 м, 30 клапанных тарелок, давление $3,5...3,8 \text{ МПа}$, температура верха $0...+5^\circ\text{C}$, низа $-10...-15^\circ\text{C}$. В абсорбере происходит отбензинивание газа.

Поглощение паров углеводородов абсорбентом сопровождается выделением теплоты конденсации (в данном случае теплоты абсорбции). Поэтому абсорбент нагревается. Основное поглощение метана и этана происходит на двух-трёх верхних тарелках абсорбера, бутанов и пентанов – на нижних тарелках, а пропана – относительно равномерно по всей высоте колонны. Это приводит к тому, что температура уходящего с низа абсорбера насыщенного абсорбента на $5...20^\circ\text{C}$ выше температуры тощего абсорбента, поступающего в колонну. Чем «жирнее» газ, тем больше выделяется тепла и повышается температура абсорбента.

Отбензиненный газ, выходящий с верха абсорбера, охлаждается в пропановом холодильнике 6 и поступает в сепаратор 7, в котором от отбензиненного газа отделяются капли унесённого абсорбента. Абсорбент из сепаратора 7 смешивается с жидким конденсатом из сепаратора 4 и подаётся в дегазатор 8. Сухой отбензиненный газ из сепаратора 7 отдаёт свой холод свежему газу в холодильнике 2 и уходит потребителю или на вход дожимных компрессоров для подачи в магистральный газопровод.

Насыщенный абсорбент с низа абсорбера 5 подается в дегазатор 8. Газ из дегазатора подается в среднюю часть верхней секции абсорбционно-отпарной колонны (АОК) 9. Жидкий абсорбент с низа дегазатора 8 подаётся на верхнюю тарелку нижней (отпарной) секции колонны 9. Колонна 9 орошается абсорбентом, который подаётся из ёмкости 11 при температуре минус 23°C . Газы деэтанзации (сбросный газ), состоящие в основном из метана и этана, с верха АОК охлаждаются в пропановом холодильнике 10 и поступают в ёмкость 11 для предварительного насыщения тощего абсорбента (преимущественно этаном). Предварительное насыщение позволяет снизить степень поглощения абсорбентом метана и этана в абсорбере. Далее сбросный газ из ёмкости 11 отдаёт свой холод в теплообменнике 1, отводится с установки и используется как топливо для своих нужд.

Абсорбционно-отпарная колонна 9 имеет следующие параметры: диаметр верхней части 1,6 м, нижней части 3 м, высота 37 м, 38 клапанных тарелок (по 19 тарелок в каждой секции), давление 1,5...1,8 МПа, температура верха 0...+5°C, низа 115...130°C.

В колонне 9 происходит деэтанализация абсорбента, который отводится с низа колонны, нагревается в теплообменнике 12 и поступает на окончательную регенерацию в десорбер 13, где из деэтанализованного насыщенного абсорбента выпариваются поглощённые углеводороды - ШФЛУ. С верха десорбера уходит ШФЛУ, которая охлаждается в АВО 14 и поступает в промежуточную ёмкость 15. Из ёмкости часть ШФЛУ подаётся на орошение десорбера, остальное количество отводится с установки.

Регенерированный тощий абсорбент с низа десорбера отдаёт своё тепло в теплообменниках 12 и 16, затем поступает на смешение с газами, выходящими с верха АОК. Далее абсорбент охлаждается в пропановом холодильнике 10 и после предварительного насыщения лёгкими углеводородами из ёмкости 11 абсорбент подаётся на абсорбцию на верхнюю тарелку абсорбера 5 и на верхнюю тарелку абсорбционной части колонны 9. Подвод тепла в низ десорбера осуществляется за счёт циркуляции кубовой жидкости через печь 17, в колонну 9 – за счёт циркуляции кубовой жидкости через кипятильник 18.

Десорбер 13 имеет следующие параметры: диаметр верхней части 2,6 м, нижней части 3 м, высота 38 м, 26 и 15 клапанных тарелок в верхней и нижней секции соответственно, давление 1,1...1,4 МПа, температура верха 80...85°C, низа 226...230°C.

На установке в качестве абсорбента применяется бензин с молярной массой 110, расход абсорбента 1 кг/м³. Степень извлечения углеводородов C₃ и выше составляет более 85% от их потенциала в нефтяном газе.

Для предупреждения гидратообразования в поток газа перед аппаратами 1, 2, 3 впрыскивается раствор этиленгликоля. Обводнённый этиленгликоль отводится с низа сепаратора 4 на регенерацию. На схеме это не показано.

Начиная с 1980-х годов, строительство установок, использующих абсорбционный метод отбензинивания, в мировой практике почти прекратилось, а действующие установки модернизируют. Отбензинивание абсорбцией – сравнительно сложный процесс, так как число аппаратов (теплообменников, холодильников, ёмкостей, насосов и т.д.) и приборов автоматического регулирования примерно в 2 раза больше, чем в других низкотемпературных процессах. Кроме того, потребление энергии на циркуляцию, нагрев (испарение) и охлаждение больших масс абсорбента, жидких углеводородов, теплоносителя несравненно больше, чем в процессах НТК и НТР.

2.5.6. Адсорбция

Для отбензинивания газов в качестве адсорбентов применяют силикагель или активированный уголь. Удельная поверхность силикагелей 400...700 м²/г, активированного угля 600...1700 м²/г.

При использовании в качестве адсорбента силикагеля основным процессом является осушка газа, а отбензинивание – побочным. Для десорбции углеводородов и влаги в этом случае применяют нагретый газ; процесс состоит из трёх стадий: адсорбции, десорбции и охлаждения.

Активированный уголь применяют чаще. Получают его сухой перегонкой углеродсодержащих веществ (дерева, антрацита и др.) с последующим их активированием. Уголь активируют прокаливанием при температуре около 900°С, в результате чего из него удаляются смолистые соединения, углеводороды и уголь становится пористым. Для отбензинивания используют гранулированный уголь (гранулы цилиндрической формы диаметром 1,5...4,5 мм и высотой 3,5...6,0 мм).

Величина, показывающая отношение количества адсорбированных углеводородов к количеству адсорбента в условиях равновесия и заданной концентрации извлекаемых компонентов, называется поглотительной способностью или ёмкостью адсорбента. Ёмкость адсорбента измеряется в граммах на 100 чистого адсорбента или в процентах. В зависимости от влажности угля и температуры процесса поглотительная способность угля колеблется в пределах 5...10% от его массы, то есть 1 т угля в состоянии поглотить 50...100 кг углеводородов.

При прочих равных условиях с повышением парциального давления адсорбируемого компонента в газовой смеси поглотительная способность адсорбента повышается, но только до некоторого предела, называемого адсорбционным равновесием, при котором адсорбент полностью насыщен поглощаемыми компонентами. Повышение давления также приводит к увеличению ёмкости адсорбента, особенно это проявляется при малом парциальном давлении извлекаемых компонентов в исходном газе.

Поглощение углеводородов адсорбентом сопровождается выделением тепла (для пропана и бутана 702 кДж/кг, для пентанов и более тяжёлых углеводородов 628 кДж/кг). Выделение тепла происходит вследствие капиллярной конденсации углеводородов и приводит к незначительному повышению температуры угля и частичному уменьшению его адсорбционной способности.

Углеадсорбционные установки (УАУ) работают по четырёхстадийному циклу – адсорбция, десорбция, сушка и охлаждение. Чтобы отбензинивание было непрерывным, установка должна иметь четыре периодически действующих адсорбера, в каждом из которых последовательно протекают все стадии процесса.

Газ, содержащий углеводороды C_3 и выше, проходит адсорбер снизу вверх через слой активированного угля. При этом первые порции газа поглощаются полностью, затем, по мере прохождения всё новых и новых порций газа высококипящие углеводороды вытесняют низкокипящие (метан и этан). Зона насыщения высококипящими углеводородами с течением времени расширяется, поднимаясь вверх. В то же время зона насыщения низкокипящими углеводородами, перемещаясь вверх, постепенно уменьшается. Таким образом, поглощённые в первоначальный период процесса низкокипящие углеводороды постепенно вытесняются высококипящими по ходу движения газа. Сначала из угля вытесняется метан, затем этан, после чего пропан и, наконец, бутаны.

Ход процесса определяют по резкому увеличению («проскоку») концентрации пропана при выходе газовой смеси из адсорбера. Как только обнаружен «проскок» пропана, процесс адсорбции прекращают, а подачу сырьевого газа переключают на другой адсорбер, прошедший стадии десорбции, осушки и охлаждения. В процессе десорбции через слой угля пропускают перегретый водяной пар и в токе этого пара удаляются десорбированные углеводороды. При десорбции уголь увлажняется, теряет способность адсорбировать углеводороды, так как его поры заполняются молекулами воды. Чтобы подготовить уголь к вторичной адсорбции, его сушат и охлаждают. Для этого через его слой пропускают нагретый, а затем холодный отбензиненный газ. В результате сушки влажность угля снижается с 7...10 до 1...2%. Охлаждают уголь до температуры 20...25°C.

По завершении стадии охлаждения адсорбер переключают на адсорбцию и начинается новый цикл процесса. Выпаренные в процессе десорбции пары углеводородов в смеси с водяными парами проходят через холодильники, где они конденсируются и затем разделяются.

На рис. 2.16 представлена технологическая схема углеадсорбционной установки отбензинивания газа.

Рассмотрим процесс, когда адсорбер 3 находится на стадии адсорбции, адсорбер 4 – на стадии сушки, адсорбер 5 – на стадии охлаждения и адсорбер 6 – на стадии десорбции. Нефтяной газ охлаждается в теплообменнике 1, очищается от капель нефти и механических примесей в фильтре 2, наполненном мытым гравием или щебёнкой. Далее газ проходит снизу вверх адсорбер 3, находящийся на стадии адсорбции, отбензинивается, затем поступает в паровой подогреватель 7, где нагревается до 120...140°C и проходит снизу вверх адсорбер 4, находящийся на стадии сушки.

Осушая уголь, газ увлажняется, частично охлаждается и поступает в водяной теплообменник 8. Пары воды при охлаждении конденсируются и отделяются от газа в сепараторе 9. Холодный газ из сепаратора 9 проходит снизу вверх адсорбер 5, находящийся на стадии охлаждения, и уходит с установки как сухой отбензиненный газ (СОГ).

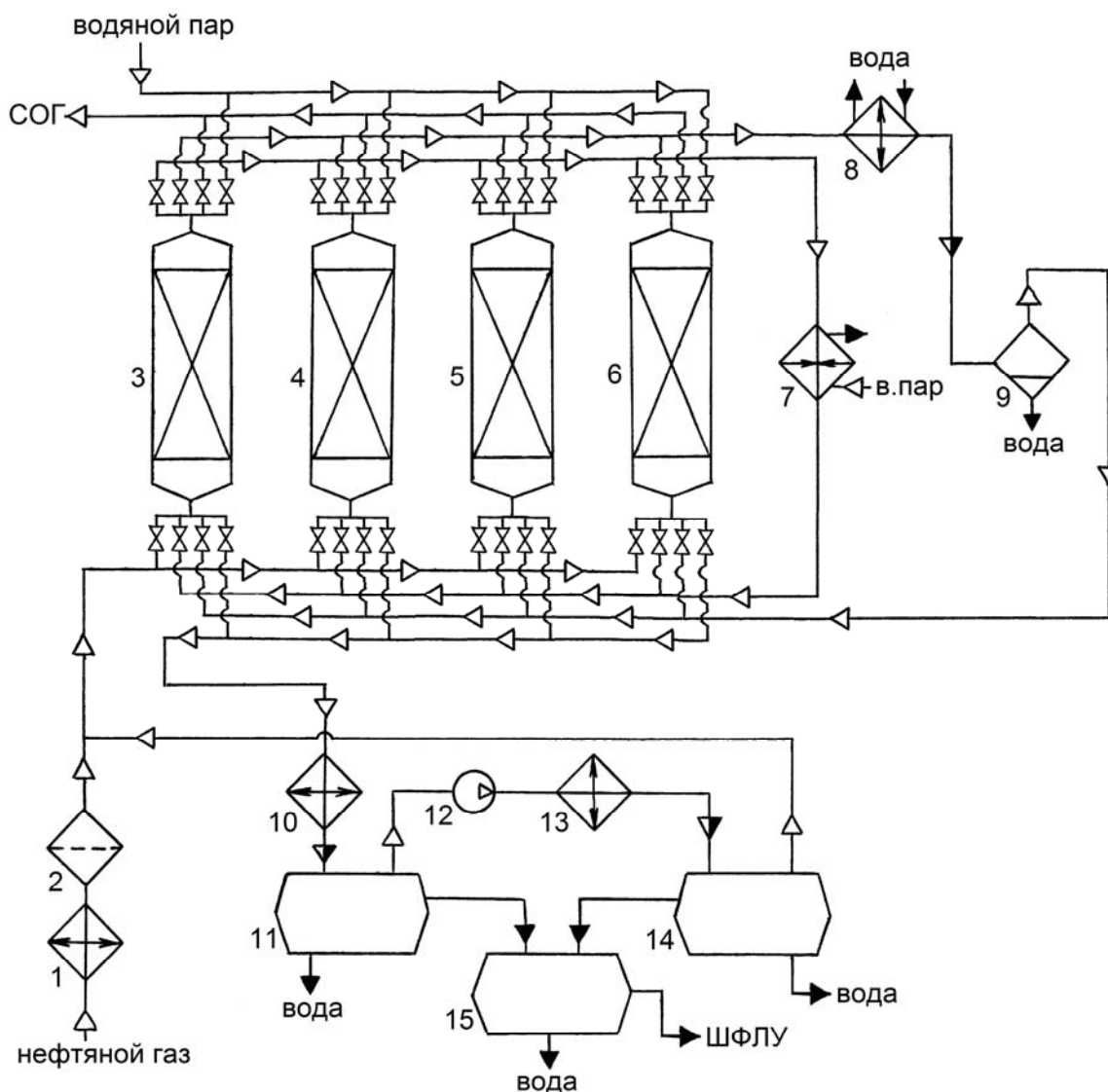


Рис. 2.16. Технологическая схема углеадсорбционной установки отбензинивания газа

Острый водяной пар подают сверху вниз в адсорбер 6, находящийся на стадии десорбции. Водяной пар разогревает уголь и понижает парциальное давление углеводородов над поверхностью адсорбента, испаряет их, в результате чего и происходит десорбция. Пары воды и десорбированные углеводороды поступают в холодильник 10, в котором происходит конденсация высококипящих углеводородов и водяного пара и их разделение в сепараторе 11. С низа сепаратора отводится вода. Углеводородный конденсат (ШФЛУ) стекает в ёмкость 15. Несконденсировавшиеся газы и пары из сепаратора 11 сжимаются компрессором 12 до 1,8...2,0 МПа, охлаждаются в теплообменнике 13 и поступают в сепаратор 14, где отделяются остатки влаги и углеводородного конденсата. Вода отводится с низа сепаратора 14, углеводородный конденсат поступает в ёмкость 15.

Несконденсировавшийся газ из сепаратора 14 идёт на смешение с сырьевым потоком газа после фильтра 2. В ёмкости 15 ШФЛУ дополнительно отстаивается от остатков воды.

Производительность действующих установок колеблется в широких пределах – от 50 тыс. до 2 млн м³/сутки. Углеадсорбционными установкам присущи серьёзные недостатки. Большие затруднения при эксплуатации создаёт периодичность процесса, работа установок характеризуется значительными расходами пара, воды, адсорбента. Полученная ШФЛУ имеет повышенную влажность и содержание лёгких углеводородов (до 1...2% метана и до 5% этана). В связи с увлажнением отбензиненного газа в пониженных местах газопровода накапливается вода – образуются гидратные пробки, а сам газопровод подвергается усиленной внутренней коррозии. По технико-экономическим показателям углеадсорбционные процессы для переработки больших количеств газа (выше 0,5 млн м³/сутки) уступают абсорбционным и низкотемпературным способам отбензинивания.

В мировой практике получает распространение процесс, в котором осушка сочетается с отбензиниванием тощих природных газов и газов газоконденсатных месторождений на твёрдых поглотителях. При регенерации слоя адсорбента на установках осушки с применением силикагелей и бокситов было замечено, что вместе с водой извлекалось и некоторое количество высокомолекулярных углеводородов. Оказалось, что при сокращении времени адсорбции в этих случаях количество извлекаемых углеводородов возрастало. На этом явлении и основан процесс *короткоцикловой адсорбции*.

Типовая установка короткоцикловой адсорбции для работы при давлении, соответствующем давлению в газопроводе, состоит из двух и более адсорберов, которые попеременно используют для адсорбции и десорбции водяных паров и углеводородов. Десорбирующим агентом является нагретый газ. Обычно в адсорберах используют гранулированный силикагель, адсорбирующий высокомолекулярные углеводороды и водяные пары. Для извлечения лёгких углеводородов (пропана и бутана) предпочтение отдаётся активированному углю.

Известны два типа короткоцикловых адсорбционных установок – с открытой и закрытой системой регенерации адсорбента. На рис. 2.17 представлена схема установки с открытой системой регенерации.

Сырьевой газ поступает в приёмный сепаратор 1, в котором отделяется выпавший углеводородный конденсат. Далее газ проходит сверху вниз десорбер 2, находящийся на стадии адсорбции. Отбензиненный и осушенный газ выходит с низа адсорбера, отдаёт свой холод в теплообменнике 4 и уходит с установки.

Около 25% поступающего на установку газа направляется через регулирующий вентиль 6, трёхходовый клапан 7 в печь 8, где газ нагревается до 290...315°C. Далее горячий газ проходит сверху вниз адсорбер 9, нахо-

Когда температура регенерируемого слоя адсорбента достигнет предельной величины, трёхходовый клапан 7 автоматически направляет поток газа мимо печи 8. Этот холодный поток газа охлаждает слой адсорбента и далее через аппараты 3, 4, 5 смешивается и сырьевым потоком. Продолжительность стадии адсорбции в аппарате 2 равна продолжительности десорбции и охлаждения адсорбента в аппарате 9. Затем адсорберы переключаются – аппарат 9 переходит в режим адсорбции, а аппарат 2 в режим десорбции и охлаждения.

а это снижает производительность установки и ухудшает конденсацию десорбированных углеводородов.

На установках второго типа – с закрытой системой регенерации адсорбента – газ, применяемый для регенерации, специальным компрессором перекачивается по замкнутому циклу без возврата в основной поток. Здесь достигается высокий выход конденсата, но эксплуатация таких установок сложнее с связи с наличием компрессора.

Установки с открытой системой регенерации адсорбента применяют для отбензинивания газов с относительно высоким содержанием углеводородов от пентана и выше. Установки с закрытой системой – для отбензинивания газов с высоким содержанием пропана и бутана.

Во всех странах мира эксплуатируется более 300 короткоцикловых адсорбционных отбензинивающих установок.

2.6. Газофракционирование

ШФЛУ, получаемое на установках отбензинивания, состоит из углеводородов от этана до октана. В зависимости от состава нефтяного газа и глубины извлечения целевых компонентов состав ШФЛУ колеблется в широких пределах. Как товарный продукт ШФЛУ не находит непосредственного применения. Широко применяются выделенные из ШФЛУ технически чистые индивидуальные углеводороды, такие как пропан, изобутан, н-бутан, изопентан, н-пентан, гексан, а также стабильный газовый бензин.

Основное требование к каждому выделенному в качестве товарного продукта углеводороду – это его чистота, то есть высокая концентрация в нём целевого компонента. Выделить совершенно чистые (не имеющие примесей) индивидуальные углеводороды в промышленных условиях практически невозможно, кроме этого, для производственных целей это не требуется. Вместе с целевым компонентом в продукте будут содержаться и другие углеводороды, с близкими температурами кипения. Такая смесь носит название фракции того или иного компонента или группы компонентов, например, пропановая, пропан-бутановая, бутан-изобутановая фракции.

Чёткое разделение ШФЛУ на фракции индивидуальных углеводородов достигается ректификацией. Для разделения ШФЛУ на n фракций требуется $n-1$ колонна. Число тарелок в колонне зависит от разности температур кипения разделяемых компонентов. Чем более близкие температуры кипения имеют углеводороды, тем труднее разделить их смесь на составляющие компоненты, тем больше тарелок в колонне требуется для этого. Так, для разделения смеси н-бутана ($t_{\text{кип}} = -0,5^{\circ}\text{C}$) и н-пентана ($t_{\text{кип}} = +36^{\circ}\text{C}$), необходима колонна с 30 тарелками. Для разделения смеси изобутана ($t_{\text{кип}} = -12^{\circ}\text{C}$) и н-бутана ($t_{\text{кип}} = -0,5^{\circ}\text{C}$) необходима уже колонна с 80...100 тарелками. А для разделения н-пентана ($t_{\text{кип}} = +36^{\circ}\text{C}$) и изопентана ($t_{\text{кип}} = +28^{\circ}\text{C}$) требуется колонна с 100...150 тарелками.

Теоретически процесс ректификации углеводородов можно проводить при широком диапазоне давлений – от глубокого вакуума до критических величин. Но оптимальное – это минимальное давление, при котором конденсацию верхнего дистиллята колонны можно осуществить, охлаждая его в водяных и воздушных холодильниках.

В большинстве газоперерабатывающих заводов, в составе которых имеются газофракционирующие установки, охлаждающим агентом является оборотная вода, температура которой в средней полосе России поддерживается 16...20°C зимой и 25...30°C летом. Исходя из этого, температуру конденсации верхнего продукта принимают равной +36°C, а при использовании аппаратов воздушного охлаждения температура в рефлюксной ёмкости принимается равной +40°C, то есть на 10°C выше максимально возможной температуры окружающего воздуха.

Давление в рефлюксной ёмкости равно сумме парциальных давлений насыщенных паров компонентов при данной температуре. Давление в самой колонне принимают обычно на 0,2...0,3 МПа выше давления в рефлюксной ёмкости. Этого достаточно для преодоления гидравлических сопротивлений при прохождении паров через тарелки, систему охлаждения и конденсации.

Газофракционирующие установки (ГФУ) подразделяются на два вида – одноколонные и многоколонные.

Одноколонные ГФУ (топливный вариант) применяются для стабилизации ШФЛУ с целью получения стабильного газового бензина (СГБ). СГБ используется как компонент автомобильных бензинов или как сырьё для более глубокой переработки. Такие установки ещё называют установками стабилизации, они представляют собой полную ректификационную колонну с обвязкой (рис. 2.18). ШФЛУ насосом 1 подаётся в теплообменник 2 для нагрева и затем в колонну стабилизации (стабилизатор) 3. Дистиллят колонны, представляющий собой пропан-бутановую смесь с некоторым содержанием этана, охлаждается и конденсируется в аппарате воздушного охлаждения 4, затем (при необходимости, особенно в летнее время) в водяном холодильнике 5 и поступает в рефлюксную ёмкость 6. Конденсат из ёмкости – сжиженный газ (пропан и бутан) – насосом 7 подаётся частично на верхнюю тарелку как орошение, а балансовое количество отводится с установки.

Несконденсировавшийся газ, в основном этан, немного пропана с примесью бутана, отводится с установки на повторное отбензинивание или используется как топливо.

СГБ отводится с низа колонны через подогреватель с паровым пространством 8. Затем в теплообменнике 2 СГБ отдаёт тепло сырью и уходит с установки.

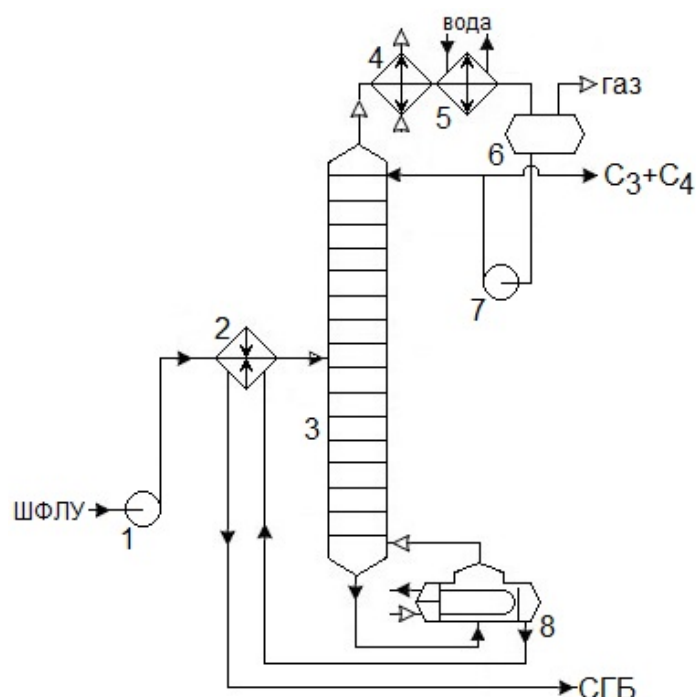


Рис. 2.18. Технологическая схема установки стабилизации ШФЛУ

Многоколонные ГФУ (нефтехимический вариант) предназначены для получения из ШФЛУ нескольких фракций индивидуальных углеводородов. Возможны различные схемы ГФУ, отличающиеся способом соединения простых колонн. Так, ШФЛУ, разделяемое на три фракции, может быть подвергнуто ректификации по двум схемам. Сырьё, разделяемое на четыре фракции – по пяти схемам, а сырьё, разделяемое на пять фракций – по 14 схемам.

При выборе схемы ректификации необходимо принимать во внимание многие показатели, влияющие на экономику (расход электроэнергии, топлива, габариты аппаратуры и т.д.). Кроме того, при выборе схемы ГФУ следует сравнивать различные схемы с точки зрения простоты обслуживания, надёжности и получения промежуточных продуктов необходимого качества. От качества промежуточных продуктов зависит и качество фракций индивидуальных углеводородов.

Схемы ГФУ, в зависимости от характера изменения давления от колонны к колонне по ходу движения сырья, подразделяются на схемы с нисходящим, восходящим и смешанным режимом давления.

В схемах ГФУ с нисходящим режимом давления в каждой последующей колонне давление ниже, чем в предыдущей, то есть $P_1 > P_2 > P_3$, поэтому разделяемое сырьё из колонны в колонну переходит самотёком и требуется меньшее количество насосов (рис. 2.19).

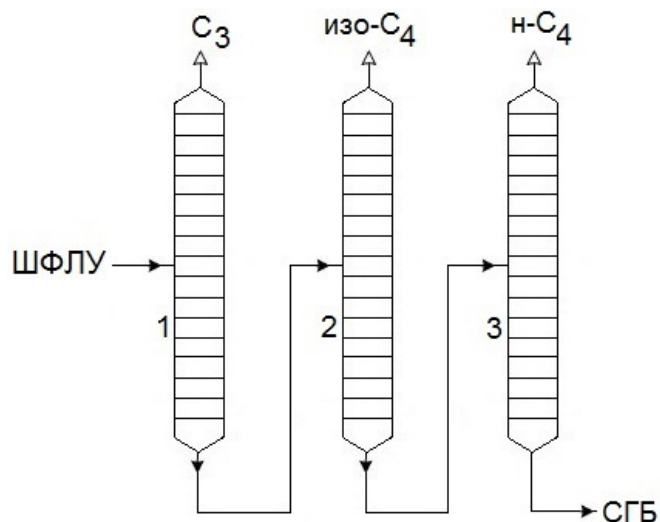


Рис. 2.19. Принципиальная схема ГФУ с нисходящим режимом давления

В схемах ГФУ с *восходящим режимом давления* (рис. 2.20) давление в колоннах увеличивается по ходу движения сырья, то есть $P_1 < P_2 < P_3$. Они наиболее экономичны в случаях, когда в ШФЛУ содержится мало бутана и ещё меньше пропана.

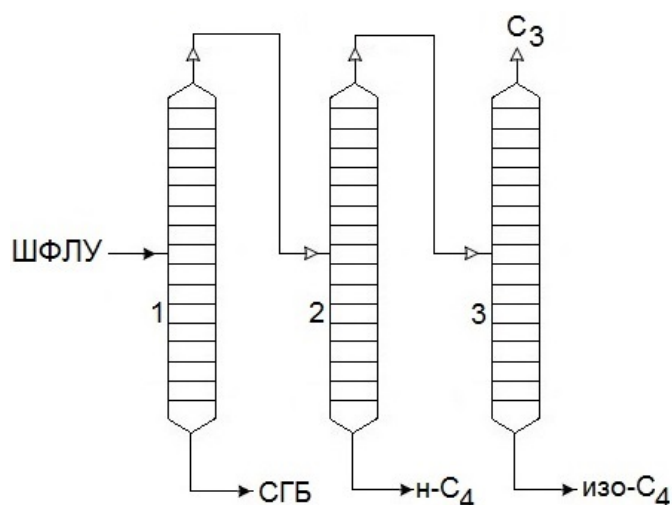


Рис. 2.20. Принципиальная схема ГФУ с восходящим режимом давления

В данном случае СГБ отводится из первой колонны, а для остальных колонн остаётся небольшое количество сырья, вследствие чего их размеры, а также размеры вспомогательного оборудования резко уменьшаются и, следовательно, экономятся капитальные вложения и эксплуатационные энергетические затраты. Но сырьё из колонны в колонну необходимо подавать насосом.

На практике чаще встречаются схемы со смешанным режимом давления. В качестве примера рассмотрим схему ГФУ Тобольского нефтехимического комбината (рис. 2.21).

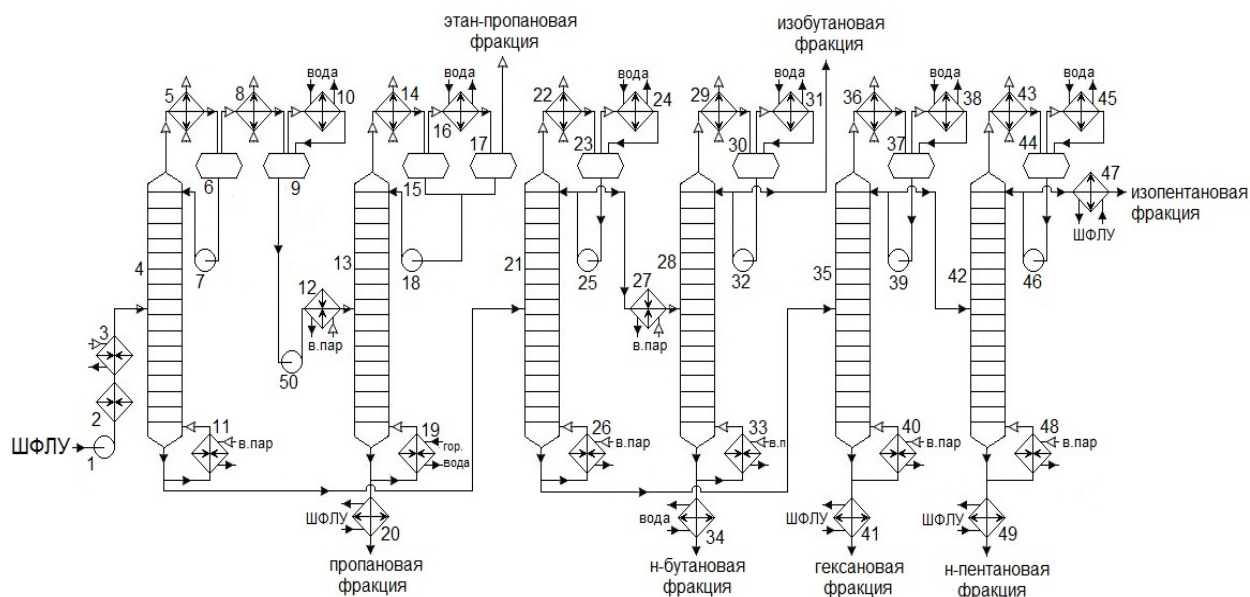


Рис. 2.21. Технологическая схема газодифракционной установки Тобольского нефтехимического комбината

ШФЛУ насосом 1 подается в группу теплообменников 2, где она нагревается теплом уходящих с установки продуктов – гексановой, изопентановой, н-пентановой и пропановой фракций. Затем сырьё нагревается в паровых подогревателях 3 до 69°C и поступает в две параллельно работающих колонны 4 (на схеме показана одна колонна) для выделения этан-пропановой фракции. Пары этан-пропановой фракции с верха колонны 4 поступают в аппараты воздушного охлаждения (АВО) 5, где частично конденсируются. Несконденсировавшиеся пары отделяются от конденсата в рефлюксной ёмкости 6. Конденсат насосом 7 подается на орошение в колонну 4. Несконденсировавшиеся пары из 6 и поступают на охлаждение АВО 8, где происходит их частичная или полная конденсация. Конденсат собирается в ёмкости 9. Несконденсировавшиеся пары из 9 для окончательной конденсации поступают в водяной холодильник 10. Подвод тепла в низ колонны 4 осуществляется за счёт циркуляции части остатка через паровой испаритель 11. Остаток колонны 4 – фракция от бутана и выше – самотёком, за счёт перепада давлений, поступает в колонну 21.

Этан-пропановая фракция из ёмкости 9 насосом 50 подается в паровой подогреватель 12, где она нагревается до 68°C и далее поступает в колонну 13. Колонна 13 предназначена для разделения этан-пропановой фракции. С верха колонны уходят пары этана и пропана в АВО 14, где они частично конденсируются. Несконденсировавшиеся пары отделяются

от конденсата в рефлюксной ёмкости 15 и поступают в водяной холодильник 16 для дальнейшей конденсации. Образовавшийся конденсат собирается в ёмкости 17. Конденсат из ёмкостей 15 и 17 подаётся на орошение колонны насосом 18. Несконденсировавшиеся пары этан-пропановой фракции (с содержанием этана 40...45% масс.) из ёмкости 17 отводятся с установки в топливную сеть или в цех потребителя. Остаток колонны 13 – пропановая фракция (содержание пропана более 98% масс.) – отдаёт своё тепло сырью и уходит с установки. Подвод тепла в низ колонны 13 осуществляется за счёт циркуляции остатка через испаритель 19.

Колонна 21 предназначена для выделения изобутан-бутановой фракции. Пары изобутан-бутановой фракции уходят с верха колонны в АВО 22, где охлаждаются и конденсируются. Несконденсировавшиеся пары из ёмкости 23 поступают на окончательную конденсацию в водяной холодильник 24. Жидкая изобутан-бутановая фракция из ёмкости 23 насосом 25 частично подаётся на орошение колонны 21, а остальное количество – в колонну 28. Остаток колонны 21 – фракция от пентана и выше – самотёком, за счёт перепада давлений – поступает в колонну 35. Подвод тепла в низ колонны 21 – через испаритель 26.

Колонна 28 предназначена для разделения изобутан-бутановой фракции. Сырьё колонны поступает от насоса 25 через паровой подогреватель 27, где оно нагревается до 73°C. С верха колонны 28 уходят пары изобутановой фракции (содержание изобутана более 99% масс.), они охлаждаются и конденсируются в АВО 29 и водяном холодильнике 31. Жидкая изобутановая фракция из рефлюксной ёмкости насосом 32 подаётся частично на орошение колонны 28, а остальное количество отводится с установки. Остаток колонны 28 – н-бутановая фракция (содержание н-бутана более 99% масс.) охлаждается в водяном холодильнике 34 и уходит с установки. Подвод тепла в низ колонны 28 – через испаритель 33.

Колонна 35 предназначена для выделения изопентан-пентановой фракции. Сырьё колонны поступает с куба колонны 21 самотёком. Дистиллят колонны 35 – изопентан-пентановая фракция – охлаждается и конденсируется в АВО 36 и водяном холодильнике 38. Конденсат из рефлюксной ёмкости 37 насосом 39 частично подаётся на орошение колонны 35, остальное количество – в колонну 42. Остаток колонны 35 – гексановая фракция – отдаёт своё тепло сырью в теплообменнике 41 и уходит с установки. Подвод тепла в низ колонны 35 – через испаритель 40.

Колонна 42 предназначена для разделения изопентан-пентановой фракции. Пары изопентановой фракции с верха колонны охлаждаются и конденсируются в АВО 43 и водяном холодильнике 45. Из рефлюксной ёмкости изопентановая фракция (содержание изопентана более 98% масс.) насосом 46 частично подаётся на орошение колонны 42, а остальное количество поступает теплообменник 47, где фракция отдаёт своё тепло сырью, и уходит с установки. С низа колонны 42 отводится пентановая фракция (содержание н-пентана более 96% масс.), которая отдаёт тепло сырью в те-

плоообменнике 49 и уходит с установки. Подвод тепла в низ колонны 42 – через испаритель 48.

В таблице 2.7 приведены основные параметры установки.

Таблица 2.7

Технологические параметры установки ГФУ Тобольского
нефтехимического комбината

Назначение колонны (номер позиции на рис. 2.21)	Температура, °С			Давле- ние верха, МПа	Число таре- лок
	верха	сырья	низа		
Выделение этан-пропановой фракции (4)	54	69	128	1,85	83
Разделение этан-пропановой фракции (13)	56	68	70	2,70	32
Выделение изобутан-бутановой фракции (21)	60	96	128	0,73	66
Разделение изобутан-бутановой фракции (28)	60	73	88	0,90	119
Выделение изопентан-пентановой фракции (35)	64	95	128	0,28	51
Разделение изопентан-пентановой фракции (42)	60	65	75	0,115	120

Фракции индивидуальных парафиновых углеводородов являются ценным сырьём нефтехимии.

Пропановая фракция является сырьём для производства пропилена (в процессах пиролиза и дегидрирования), а также применяется как хладагент при получении искусственного холода.

Изобутановая фракция применяется в качестве сырья процесса дегидрирования для получения изобутилена. Изобутилен используется для производства синтетического каучука и для получения метилтретбутилового эфира (МТБЭ). Кроме этого, изобутановая фракция применяется как сырьё в процессе сернокислотного алкилирования с целью получения высокооктанового компонента бензина – алкилата.

Н-бутановая фракция является сырьём в производстве бутадиена, который используется для синтетических каучуков.

Изопентановая фракция применяется для получения изопренового каучука и как высокооктановый компонент автобензинов.

Н-пентановая фракция находит применение как сырьё в процессе изомеризации и для получения амиловых спиртов.

Гексановая фракция применяется как компонент бензинов, а также как сырьё процессов пиролиза и изомеризации.

Список рекомендуемой литературы

1. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа : учебное пособие / С.А. Ахметов, М.Х. Ишмияров, А.А. Кауфман. – СПб : Недра, 2009.– 832 с.
2. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / под ред. О.Ф. Глаголевой и В.М. Капустина. – М.: Химия, КолосС, 2007. – 400 с.
3. Лapidус, А.Л. Газохимия : учебное пособие для подготовки дипломированных специалистов по направлению Химическая технология органических веществ / А. Л. Лapidус, И. А. Голубева, Ф. Г. Жагфаров. – М. : ЦентрЛитНефтеГаз, 2008. - 450 с.
4. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа : учебное пособие / С.А. Ахметов. – Уфа : Гилем, 2002.– 672 с.
5. Мановян, А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа: учебное пособие для вузов / А.К. Мановян. – М.: Химия, 2001. – 568 с.
6. Чуракаев, А.М. Газоперерабатывающие заводы и установки : научное издание / А.М. Чуракаев . - М. : Недра, 1994. - 336 с.
7. Бекиров, Т.М. Первичная переработка природных газов / Т.М. Бекиров. - М. : Химия, 1987. - 256 с.
8. Берлин, М.А. Переработка нефтяных и природных газов: монография / М.А. Берлин, В.Г. Гореченков, Н.П. Волков. - М. : Химия, 1981. - 471 с.
9. Александров, И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке : монография / И.А. Александров. - М. : Химия, 1981. - 352 с.
10. Бекиров, Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов / Т.М. Бекиров. - М. : Недра, 1980. - 293 с.
11. Рудин, М.Г. Карманный справочник нефтепереработчика / М.Г. Рудин. - Л. : Химия, 1989. - 464 с.
12. Справочник нефтепереработчика : справочное издание / под ред. Г. А. Ластовкина, Е. Д. Радченко, М. Г. Рудина. - Л. : Химия. Ленинградское отделение, 1986. - 648 с.

Учебное издание

Савченков Андрей Леонидович

ПЕРВИЧНАЯ ПЕРЕРАБОТКА НЕФТИ И ГАЗА

В авторской редакции

Подписано в печать 27.10.2014. Формат 60х90 1/16. Усл. печ. л. 8,0
Тираж 100 экз. Заказ № 1146.

Библиотечно-издательский комплекс
федерального государственного бюджетного образовательного
учреждения высшего профессионального образования
«Тюменский государственный нефтегазовый университет».
625000, Тюмень, ул. Володарского, 38.

Типография библиотечно-издательского комплекса.
625039, Тюмень, ул. Киевская, 52.