

8

СИСТЕМА СБОРА И ПРОМЫСЛОВОЙ ОБРАБОТКИ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ В СЕВЕРНЫХ УСЛОВИЯХ. ОСОБЕННОСТИ ПРОЕКТИРОВАНИЯ И ЭКСПЛУАТАЦИИ

В условиях Севера система сбора и промышленной обработки добываемой продукции, естественно, обладает целым рядом особенностей. Большой опыт проектирования и эксплуатации объектов на месторождениях севера Тюменской области нашел свое обобщение в предлагаемой главе книги. Авторы принимали активное участие на всех этапах проектирования, при внедрении и последующем анализе результатов эксплуатации схем сбора и отдельных их важных элементов. Важная роль во всех этих работах начиная от научного обоснования систем сбора и подготовки добываемого углеводородного сырья к транспорту и кончая анализом эксплуатации этих систем на северных месторождениях принадлежит нашим коллегам В.А. Истомину, А.Н. Кулькову, Р.С. Сулейманову, Т.М. Бекирову, Б.Г. Берго, А.Г. Бурмистрову, Б.В. Дегтяреву, В.П. Лакееву, А.М. Сиротину, Е.Н. Туревскому, А.Л. Халифу. Авторы с благодарностью вспоминают сотрудничество с этими и многими другими специалистами, обеспечившими надежную работу северных промыслов.

8.1

ОБЕСПЕЧЕНИЕ КАЧЕСТВА ГАЗА И ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ

Продукция газовой промышленности может быть классифицирована следующим образом.

1. Природные и нефтяные газы (подаваемые в магистральные газопроводы и далее конечному потребителю, а также на переработку).
2. Газообразные чистые углеводороды (метан и этан) и инертные газы

(прежде всего, гелий), а также газовые смеси заданного состава для специальных целей.

3. Жидкие смеси углеводородов (пропан, бутан и их смеси); широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ); стабильный и нестабильный углеводородные конденсаты, газовые бензины и продукты их переработки и т.д.

4. Твердые продукты газопереработки: сажа специальная, технический углерод, техническая сера и др.

Показатели качества продукции разрабатываются, периодически пересматриваются и фиксируются в соответствующих общероссийских (ранее в общесоюзных) стандартах (ГОСТах), отраслевых стандартах (ОСТах), технических условиях (ТУ) и стандартах нефтегазодобывающих и нефтегазоперерабатывающих предприятий (СТП).

ГОСТы устанавливаются на показатели качества продукции, производимой рядом отраслей страны, ОСТы – на продукцию одной отрасли (иногда и нескольких: в нашем случае ОСТы фактически распространяются на продукцию газовой, нефтяной и нефтехимической отраслей), тогда как технические условия (ТУ) могут устанавливаться как на продукцию отрасли, так и на продукцию отдельного предприятия (этот момент обязательно указывается в вводном разделе соответствующего нормативного документа).

Основной методический подход к установлению показателей качества состоит в возможности на практике контролировать эти показатели как производителем, так и потребителем продукции. Поэтому, помимо разработки стандартов на показатели качества выпускаемой продукции, одновременно разрабатываются и совершенствуются нормативные документы по методам (методикам) контроля этих показателей (например, по определению основных компонентов в продукции, содержания примесей, теплоты сгорания топлива и т.п.).

Основные технические требования на продукцию газовой промышленности и методологию управления ее качеством часто обсуждаются в соответствующей нормативной, методической, справочной и учебной литературе (следует отметить обобщающие работы [1–4]). Ниже в компактном виде представлена обновленная информация по показателям качества и методам контроля в основном применительно к продукции северных газовых, газо-конденсатных и нефтяных месторождений России.

8.1.1

ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ ГАЗА

Технические условия к качеству природного и нефтяного газов могут быть подразделены на несколько групп.

1. Технические требования на газы, поступающие во внутрипромысловые коллекторы (газопроводы) после их первичной обработки на промысле.

2. Технические требования на газы, подаваемые в магистральные газопроводы.

3. Технические требования на газы, предназначенные в качестве сырья и топлива при промышленном и коммунально-бытовом потреблении (в том числе и при использовании горючего газа как топлива для газобаллонных автомобилей).

4. Технические требования на газообразные чистые компоненты, получаемые из природного газа.

5. Технические требования на газовые смеси определенного состава, используемые для специальных целей (например, как стандартные смеси для хроматографии).

Прежде всего отметим, что технические требования на газы, подаваемые во внутрипромысловые газопроводы (шлейфы, коллекторы), а также установки комплексной подготовки газа обычно не задаются какими-либо специальными нормативными документами, а фиксируются в соответствующих проектах разработки, обустройства месторождений и конкретизируются в технологических регламентах на установки промышленной обработки газа. Приведем, однако, случаи, когда фиксация этих требований в соответствующих ТУ или стандартах предприятий является достаточно актуальной. Существуют определенные требования на содержание капельной жидкости и механических примесей на сырой газ, подаваемый на компримирование (на ДКС, расположенную в “голове” процесса промышленной обработки газа). Эти требования отражены в ТУ 26-12-638-82. Подобные же жесткие требования на содержание примесей (жидкой и твердой фаз) в газе должны соблюдаться при его подаче на расширительные устройства – центробежные турбодетандеры (к сожалению, последние требования до сих пор четко не регламентированы). Другой пример – внутрипромысловый транспорт сероводородсодержащего газа с установок первичной промышленной обработки на соответствующий ГПЗ. Здесь существующие технические требования по влажности газа направлены на ограничение коррозионной активности кислорода газа.

В настоящее время (согласно проектам обустройства газовых и газоконденсатных месторождений Крайнего Севера) для ряда месторождений предполагается строительство одной централизованной установки подготовки газа (УКПГ) и нескольких с ней связанных установок первичной подготовки газа (УППГ), например, схема обустройства валанжинской залежи Ямбургского месторождения предусматривает одну УКПГ и две УППГ. На УППГ производится только предварительная сепарация природного газа, который далее поступает во внутрипромысловый коллектор (газопровод) УППГ–УКПГ, причем внутрипромысловый транспорт сырого газа (газ + нестабильный конденсат + водный раствор ингибитора гидратов и/или коррозии) может осуществляться на расстояние несколько десятков километров (25–30 км, а иногда и свыше 50 км). Принципиальная возможность внутри- и межпромышленного транспорта газа (т.е. газожидкостных смесей) на значительные расстояния с гидродинамической точки зрения давно обоснована. При реализации подобных проектов по внутрипромысловому транспорту сырого газа на значительные расстояния целесообразно параллельно разрабатывать и нормы технологического проектирования, содержащие технические требования как на сырой газ, поступающий во внутрипромысловый коллектор, так и на режимы эксплуатации этого коллектора (здесь имеются в виду следующие показатели: термобарические условия; диапазон возможных скоростей потока газа, обеспечивающих вынос жидкой фазы из пониженных участков трассы газопровода; количество подаваемого ингибитора гидратообразования и т.п.).

Что касается показателей качества товарного газа, подаваемого в магистральные газопроводы и далее конечному потребителю газа, то при их разработке учитываются следующие технические соображения.

1. Целесообразно обеспечить магистральный транспорт газа в однофазном состоянии (предполагается, что в трубопроводе практически не должны

выделяться из газа как углеводородная жидкая фаза, так и водная фаза; под водной фазой здесь имеются в виду жидкая вода; водные растворы метанола, гликолей, аминов с примесями ингибиторов коррозии, а также лед и твердые газовые гидраты).

2. Товарный газ не должен вызывать сколько-нибудь значительную коррозию трубопроводов, арматуры, контрольно-измерительных приборов и т.п.

3. Необходимо обеспечить и определенные потребительские качества газа как топлива или углеводородного сырья (в частности, теплотворную способность) у конечного потребителя с обязательным учетом требований безопасности при использовании газа (одорирование газа; жесткие ограничения на содержание сероводорода и т.д.).

Технические требования на качество природного газа в настоящее время нормируются тремя стандартами.

1. Отраслевым стандартом на газы горючие природные, поставляемые и транспортируемые по магистральным газопроводам, ОСТ 51.40–93, который был утвержден 10.09.93 г. и введен в действие с 01.10.93 г. (взамен ОСТ 51.40–83). Основные требования этого нормативного документа представлены в табл. 8.1.

2. ГОСТ 5542–87 на газы природные для промышленного и коммунально-бытового назначения (табл. 8.2).

3. ГОСТ 27577–87 на газ природный сжатый для газобаллонных автомобилей (табл. 8.3).

Целесообразность нормирования показателей качества природных газов

ТАБЛИЦА 8.1

Физико-химические показатели природных газов, поставляемых и транспортируемых по магистральным газопроводам (по ОСТ 51.40–93, введенному с 01.10.93 г. без указания срока действия)

Показатель	Значения для макроклиматических районов			
	умеренный		холодный	
	с 01.05 до 30.09	с 01.10 по 30.04	с 01.05 по 30.09	с 01.10 по 30.04
Точка росы газа по влаге, °С, не выше	–3	–5	–10	–20
Точка росы газа по углеводородам, °С, не выше	0	0	–5	–10
Концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0,007(0,02)	0,007(0,02)	0,007(0,02)	0,007(0,02)
Концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,016(0,036)	0,016(0,036)	0,016(0,036)	0,016(0,036)
Концентрация кислорода в газе, об. %	0,5	0,5	1	1
Теплота сгорания, низшая, МДж/м ³ (при 20 °С и 0,1 МПа)	32,5	32,5	32,5	32,5
Содержание механических примесей и труднолетучих жидкостей	Оговаривается отдельно в соглашениях на поставку газа с ПХГ, ГПЗ и промыслов			

Примечания: 1. Климатические районы по ГОСТ 16350–80 “Климат, районирование и статистические параметры климатических факторов для технических целей”. 2. Значения заключенные в скобках, действительны до 01.01.2000. 3. Для газов, в которых содержание углеводородов $C_{5+в}$ не превышает 1,0 г/м, точка росы по углеводородам в рамках данного стандарта не нормируется (из-за отсутствия в таких случаях требований на точку росы по углеводородам проектные решения по подготовке “тощего” газа не всегда обеспечивают транспорт газа в однофазном состоянии на головном участке магистрального газопровода). В ряде случаев допускается поставка в отдельные газопроводы газа с более высоким содержанием сероводорода и меркаптанов.

ТАБЛИЦА 8.2
**Физико-химические показатели природных горючих газов промышленного
и коммунально-бытового назначения (по ГОСТ 5542–87)**

Но- мер п/п	Показатель	Норма
1	Теплота сгорания низшая, кДж/м ³ , не менее (при 20 °С и 0,1 МПа)	31,8
2	Область значений числа Воббе, высшего, МДж/м ³	41,2–54,5
3	Допускаемое отклонение числа Воббе от номинального значения, %, не более	±5
4	Концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0,02
5	Концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,036
6	Доля кислорода в газе, об. %, не более	1
7	Масса механических примесей в 1 м ³ , г, не более	0,001
8	Интенсивность запаха газа при объемной доле 1 %, балл, не менее	3

Примечания: 1. Пункты 2, 3, 8 распространяются только на газ коммунально-бытового назначения. Для газа промышленного назначения показатель по п. 8 устанавливается по согласованию с потребителем. Номинальное значение числа Воббе устанавливается в пределах нормы показателя по п. 2 для отдельных газораспределительных систем (по согласованию с потребителем). 2. Ранее существовавший стандарт на нефтяной газ по ТУ 39-1193–87 “Газ нефтяной переработанный” в связи с введением ГОСТ 5542–87 с 1988 г. не действует.

ТАБЛИЦА 8.3
**Требования и нормы на сжатый природный газ, используемый как топливо для двигателей
внутреннего сгорания по ГОСТ 27577–87 (показатели для газа, приведенного к стандартным
условиям: 20 °С и 0,1013 МПа)**

Но- мер п/п	Показатель	Норма
1	Теплота сгорания низшая, кДж/м ³ , не менее	32 600–36 000
2	Относительная плотность (по воздуху), не менее	0,56–0,62
3	Расчетное октановое число газа, не менее	105
4	Концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0,02
5	Концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,036
6	Содержание механических примесей, мг/м ³ , не более	1
7	Суммарная концентрация негорючих компонентов, включая кислород, об. %	7
8	Содержание воды, мг/м ³ , не более	9

несколькими нормативно-техническими документами определяется различием требований на показатели качества газа для магистрального транспорта и для использования его в промышленности, в быту и как топлива для газобаллонных автомобилей. Так, целью установления показателей и норм на качество газа, предназначенного для транспорта по магистральным газопроводам, являются повышение надежности и эффективности работы газотранспортных систем, а также увеличение коэффициента извлечения углеводородного конденсата на газодобывающих предприятиях и, следовательно, снижение потерь конденсата (и тем самым до некоторой степени стимулирование внедрения на промыслах и газоперерабатывающих заводах новой техники и передовых технологий).

В то же время определение показателей качества газа, поступающего на промышленное и коммунальное потребление, имеет целью повышение безопасности использования газа и улучшение санитарно-гигиенических условий при сжигании газа (например, в бытовых горелочных устройствах).

Исходя из этих основных целей, важными показателями, по которым ОСТ 51.40–93 устанавливаются нормы на качество природного газа, подаваемого в магистральные газопроводы, приняты:

точка росы по влаге – этот показатель до некоторой степени определяет условия безгидратного транспорта газа, обеспечивает повышение надежности работы средств автоматики и снижение коррозионного износа газопроводов, компрессорных станций и технологического оборудования (анализ и обсуждение этого показателя см. ниже);

точка росы по углеводородам – показатель, определяющий условия транспорта углеводородного газа в однофазном состоянии, что повышает производительность газопровода, устанавливает верхний предел извлечения конденсата из газа на промыслах (тем самым соблюдение этого показателя способствует снижению потерь углеводородного конденсата).

ОСТ 51.40–93 распространяется как на горючие природные газы, так и на нефтяные товарные газы, поставляемые с нефтегазопромыслов, ГПЗ и ПХГ. Целесообразно особо подчеркнуть, что данный стандарт не распространяется на газы, поставляемые с месторождений для обработки на головных сооружениях, УКПГ или ГПЗ, а также на газы, предназначенные для газоснабжения отдельных потребителей, получающих газ непосредственно с промысла и завода, например так называемый газ на “собственные нужды” (на эти случаи при необходимости могут разрабатываться специальные ТУ либо стандарты предприятий). Последняя ситуация в будущем может стать достаточно характерной при вводе в разработку (главным образом, на местные нужды) небольших газовых месторождений, расположенных в европейской части России. В то же время новый ОСТ 51.40–93 все еще сохраняет оговорку о возможности соблюдения “своих” ТУ для месторождений, введенных в эксплуатацию до 1983 г. (но по согласованию с ОАО “Газпром”). До введения ОСТ 51.40–93 наряду с ОСТ 51.40–83 действовал целый ряд ТУ для газов различных месторождений, направляемых в магистральные газопроводы (например, ТУ 51-148–83; ТУ 51-157–88; ТУ 51-158–83; ТУ 51-159–83; ТУ 51-287–86; ТУ 39-059–74 и др., большинство из которых в настоящее время уже аннулированы). Для газов месторождений Тюменской области ранее действовали ТУ 51-147–83 “Газы горючие природные, подаваемые в магистральные газопроводы с месторождений ВПО Тюменгазпром” (аннулированы 10.30.90, см. ИУС № 6, 1992). Существенный момент этих “региональных” ТУ – разрешение не полностью следовать требованиям и нормам ОСТ 51.40–83 по точкам росы по влаге и углеводородам для сеноманских залежей отдельных месторождений Тюменской области.

Что же касается ГОСТ 5242–87, распространяющегося на природные и нефтяные газы промышленного и коммунально-бытового назначения, то в этом нормативном документе показатели точек росы газа вообще не нормируются! Отмечается только, что точка росы газа по влаге в пункте сдачи должна быть ниже температуры газа. Основными показателями в этом стандарте приняты теплота сгорания и так называемое число Воббе, которое определяет условия наиболее эффективного и полного сгорания газа в бытовых газогорелочных устройствах (без значительного образования сажи, срывов и проскоков пламени), а также интенсивность запаха (см. табл. 8.2).

В ГОСТ 5242–87 и ОСТ 51.40–93 установлены практически близкие нормы на допустимое содержание в газе сероводорода, механических примесей и кислорода. Следует особо подчеркнуть, что с 01.01.97 г. значительно усилились требования на предельно допустимое содержание в горючем газе сероводорода и меркаптановой серы.

В настоящее время все большее распространение получает использование природного газа как топлива для автомобилей. Технические требования

на этот вид топлива установлены ГОСТ 27577–87 “Газ природный топливный сжатый для газобаллонных автомобилей”. Данный стандарт распространяется на природный сжатый газ, применяемый как топливо (для средств передвижения с двигателями внутреннего сгорания). Сжатый природный газ, предназначенный для заправки автотранспортных средств, должен соответствовать определенным требованиям (см. табл. 8.3), причем более жестким, чем на газ промышленного и коммунально-бытового назначения.

Получают природный топливный сжатый газ из горючего природного газа, транспортируемого по магистральным газопроводам или городским газовым сетям, компримированием и удалением примесей (до показателей, представленных в табл. 8.3). Технология удаления примесей не должна допускать изменений компонентного состава. В перспективе возможно применение природного топливного газа не только для автомобилей, но и на водном, железнодорожном транспорте и в авиации. В связи с этим в стадии разработки и согласования находится новый ГОСТ “Газ природный компримированный для двигателей внутреннего сгорания”. После ввода его в действие ГОСТ 27577–87 утратит силу. Отличия разрабатываемого стандарта от действующего ГОСТ 27577–87 заключаются не только в расширении сферы применимости, но и в приведении некоторых показателей качества в соответствие с европейскими стандартами. Так, например, нормируется нижняя граница для значения низшей теплоты сгорания, равная 31 800 кДж/м³, а верхняя граница не нормируется, кроме того, расширяются границы для относительной плотности газа по воздуху (0,55–0,7). В то же время показатели, характеризующие октановое число и содержание паров воды, остаются прежними.

Сравнивая показатели (см. табл. 8.1–8.3), можно отметить, что в ГОСТ 27577–87 как раз и фигурирует дополнительный и весьма важный показатель качества газа как топлива для автомобилей – октановое число. Октановое число газа определяется расчетным методом как среднеобъемное значение, исходя из октанового числа горючих компонентов сжатого газа:

Компонент (горючий)	Октановое число
Метан.....	110
Этан.....	108
Пропан.....	105
n-Бутан и изобутан.....	94
n-Пентан и изопентан.....	70

Прием газа, поступающего на автомобильные газонаполнительные компрессорные станции (АГНКС), осуществляется по ГОСТ 5542–87. Давление газа в баллонах необходимо определять после окончания каждой заправки автомобиля, тогда как температуру сжатого природного газа определяют только по требованию потребителя.

Таким образом, для обеспечения работы газобаллонных автомобилей к качеству сжатого газа предъявляются повышенные требования (по сравнению с ГОСТ 5542–87), в частности, по содержанию в нем влаги (0,009 г/м³, что соответствует точке росы по влаге примерно минус 30 °С при давлении в баллоне 20 МПа). Это и определяет необходимость включения блока дополнительной осушки газа в технологическую схему АГНКС. В настоящее время рекомендуются главным образом адсорбционные процессы доосушки газа при давлениях до 25 МПа с использованием в качестве сорбента цеолитов марки NaA.

Другие требования к качеству газа как топлива для автомобилей вполне обеспечиваются промышленной и заводской обработкой природного газа. На-

пример, норма по содержанию сероводорода и меркаптановой серы (0,02 и 0,036 г/м³) соответствует нормам ГОСТ 5542–87 и в сумме существенно ниже, чем допустимое содержание серы в стандартных моторных топливах (для бензина 0,1 мас. %, для дизельного топлива 0,2 мас. %; надо сказать, что последние нормы в перспективе будут пересмотрены в сторону ужесточения для приведения в соответствии с требованиями большинства западно-европейских стран).

Установленные стандартом значения теплоты сгорания, относительной плотности, октанового числа и объемной доли негорючих компонентов поступающего на АГНКС природного газа выбраны с учетом состава природных газов по регионам размещения АГНКС.

Резюмируя краткое содержание трех основных нормативных документов на качество газа, отметим следующие, на взгляд авторов, существенные моменты.

1. Отсутствие в этих стандартах каких-либо показателей по содержанию метанола и гликолей (как растворенных в природном газе, так и в капельном виде).

2. Отсутствие четких и строгих определений основных показателей – точек росы газа по воде и углеводородам.

3. Отсутствие четкой взаимосвязки показателей качества товарного газа на УКПГ и в магистральном газопроводе (МГ) в зависимости от применяемой технологии промышленной обработки газа.

Следует также отметить, что технические требования на природный газ, поставляемый за границы России, оговариваются в соответствующих контрактах на поставку. Эти требования должны быть заведомо менее жесткими, чем по ГОСТ 55.42–87 и ОСТ 51.40–93. В противном случае требуется дополнительная обработка поставляемого за рубеж газа. При несоблюдении ОСТ 51.40–93 отдельными газодобывающими предприятиями возможны нарушения условий контрактов (и вытекающие из этого серьезные штрафные санкции). Однако опыт эксплуатации северных газовых месторождений страны свидетельствует, что ОСТ 51.40–93 (как и ранее ОСТ 51.40–83) практически постоянно соблюдается на основных газодобывающих предприятиях Тюменской области (ПО Надымгазпром, Уренгойгазпром и Ямбурггаздобыча). Отдельные факты нарушений имеют главным образом организационно-технический характер и постепенно устраняются.

Газодобывающие предприятия и ГПЗ могут при необходимости вводить свои стандарты предприятий на смеси газообразных углеводородов, получаемые при промышленной и заводской обработке природных газов. Так, недавно в Уренгойгазпроме введен в действие стандарт предприятия СТП 05751745-17–97 на технические требования по газу деэтанализации. Газ деэтанализации представляет собой смесь углеводородов, получаемую при переработке нестабильного конденсата. Техническими условиями в составе этого газа нормируется только содержание $C_{5+в}$ (не более 2,2 мас. %).

Перейдем к рассмотрению технических требований на чистые газообразные продукты, получаемые из природного и нефтяного газов. Здесь прежде всего имеются в виду ТУ на метан, гелий и газовые смеси.

Технические требования по ТУ 51-841–87 распространяются на метан газообразный, получаемый из природного газа методом низкотемпературной ректификации. Этим документом регламентируется компонентный состав (об. %): метан – 99,9; этан+пропан – 0,03 (не более); азот+кислород – 0,07 (не более), при этом содержание этан+пропан и азот+кислород менее 0,01 об. %

интерпретируется как отсутствие этих фракций. Допустимо содержание водяных паров не более $0,03 \text{ г/м}^3$, что соответствует $39,4 \text{ ppm}$ (отвечает точке росы по влаге, равной минус $50 \text{ }^\circ\text{C}$).

Метан заполняется в баллоны объемом 40 л до давления $14,7 \pm 0,3 \text{ МПа}$ (при температуре $20 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$). Контроль качества продукта осуществляется проверкой соответствия компонентного состава и влагосодержания. Следует отметить, что в изменении № 1 к ТУ 51-841-87 разрешено объемные доли примесей определять по согласованию с заказчиком, но при этом содержание основного компонента (метана) должно быть не менее $99,9 \text{ об. } \%$.

Как известно, из природного газа извлекается ряд ценных компонентов, например инертные газы (прежде всего, гелий).

Технические требования по ТУ 51-940-80 распространяются на газообразный гелий, получаемый из природного и нефтяного газов или гелиевого концентрата. Газообразный гелий применяется в газовой хроматографии (при плавке, резке и сварке металлов) с целью создания инертной атмосферы в криогенной технике и др. Технические требования установлены на четыре марки гелия А, Б, В и гелий технический. Содержание гелия (на безводной основе) для этих марок должно составлять, об. % (не менее): $99,995$ (марка А); $99,99$ (Б); $99,99$ (гелий+неон, марка В); $99,8$ (техн.). Для каждой марки регламентируются объемные доли примесей: азота; водорода; кислорода; аргона; углеводородов; диоксида+оксида углерода, неона и водяных паров. Дополнительные требования предусматриваются для гелия марки В Миннибаевского ГПЗ. Гелий поставляют в стальных баллонах, заполненных до давления $14,7 \pm 0,5 \text{ МПа}$ (при $20 \text{ }^\circ\text{C}$), а также в специализированных контейнерах, тогда как на гелиевый концентрат, получаемый из природного газа на Оренбургском гелиевом заводе, распространяются технические требования ТУ 51-115-87. Гелиевый концентрат является сырьем для производства гелия и поставляется партиями или подается в подземное хранилище (для сохранения ресурсов гелия с целью последующего его использования). Регламентируется компонентный состав гелиевого концентрата, об. %: гелий – 80 (не менее); азот – 20 (не более); водород – 4 (не более); метан – 1 (не более); кислород+аргон – $0,5$ (не более).

На стандартные образцы состава газовых смесей, выпускаемых серийно под техническим названием “поверочные газовые смеси”, распространяются ТУ 6-16-2956-76. Такие газовые смеси предназначены для градуировки, аттестации и поверки средств измерений содержания компонентов в газовых средах, аттестации методик выполнения измерений, а также для контроля правильности результатов измерений, выполняемых по стандартизованным или аттестованным методикам. Поверочные газовые смеси получают путем смешения исходных чистых компонентов в заданных соотношениях.

8.1.2

МЕТОДЫ КОНТРОЛЯ КАЧЕСТВА ТОВАРНОГО ГАЗА

Контроль качества природного газа производится для определения товарных и технологических характеристик, определяющих условия наиболее эффективного транспорта и подачи газа потребителям. Контроль осуществляется на соответствие нормам, установленным стандартами на природный газ (см. табл. 8.1–8.3):

товарного газа, поступающего в магистральные газопроводы с промыслов после соответствующей промышленной обработки;
товарного газа, поступающего в магистральные газопроводы с газоперерабатывающих заводов;

товарного газа, транспортируемого по магистральным газопроводам.

Контроль качества природных газов производится периодически или непрерывными измерениями и обычно включает определение следующих показателей.

А. На промыслах (после установок промышленной подготовки газа):

содержание парообразной влаги (точнее, точки росы по влаге), температура начала конденсации углеводородов, компонентный состав газа;

содержание сероводорода и меркаптановой серы (для месторождений, в газах которых имеется сероводород);

содержание механических примесей (особенно это относится к газодобывающим предприятиям, на которых производится очистка или осушка газа с применением адсорбентов).

Определение производят на общем выходном коллекторе или начальном участке магистрального газопровода. Периодичность анализов устанавливается технологическим регламентом эксплуатации установок обработки газа на промыслах (по рекомендации ВНИИГАЗа не реже сроков, указанных в табл. 8.4).

Б. На газоперерабатывающих заводах:

содержание парообразной влаги (точки росы), температура начала конденсации углеводородов, содержание механических примесей, содержание кислорода, компонентный состав;

содержание сероводорода, меркаптановой серы и общей серы (для заводов, перерабатывающих газ, содержащий соединения серы); определения производят из трубопровода товарного газа, по которому подается газ в магистральные газопроводы (на замерном пункте).

Периодичность анализов устанавливается технологическим регламентом

ТАБЛИЦА 8.4

Рекомендации ВНИИГАЗа по периодичности испытаний газов, поступающих с промыслов в магистральные газопроводы

Показатель	Сроки проведения испытаний на газы		
	не содержащие	содержащие	
	соединений серы	сероводород	сероводород+меркаптаны
Содержание влаги парообразной	Не реже 1 раза в сутки		
Температура конденсации углеводородов	Не реже 1 раза в неделю		
Содержание сероводорода	1 раз в год	1 раз в неделю	2 раза в неделю
Содержание меркаптановой серы	1 раз в год	По требованию	2 раза в неделю
Содержание механических примесей	По требованию		
Содержание кислорода	То же		
Компонентный состав	Не реже 1 раза в месяц	Не реже 1 раза в месяц	

Примечание. На месторождениях, где производятся адсорбционная очистка и осушка газа, содержание механических примесей в товарном газе рекомендуется определять ежедневно.

завода. Кроме того, анализы производятся в каждом случае изменения технологических режимов процессов сероочистки, осушки, газофракционирования.

В. На магистральных газопроводах:

содержание механических примесей, содержание кислорода, интенсивность запаха, число Воббе, компонентный состав;

содержание сероводорода и меркаптановой серы (по газопроводам, на которые подается сероводородсодержащий газ).

Следует отметить, что на УКПГ помимо указанных показателей по качеству товарного газа контролируются также и основные показатели технологического процесса обработки газа в целях обеспечения соответствующей кондиции товарного газа. Все эти показатели (с указанием методик контроля) представлены в технологических регламентах на установки промышленной обработки газа. Например, контроль производства на установках абсорбционной (гликолевой) осушки сеноманского газа северных месторождений включает помимо указанных показателей и контроль концентраций регенерированного и насыщенного ДЭГ, а также содержание примесей в промстоках (табл. 8.5, причем полезно сопоставить данные табл. 8.4 и 8.5). Что касается установок низкотемпературной сепарации газа газоконденсатных месторождений, использующих в качестве ингибитора гидратообразования метанол, то основные контролируемые показатели приведены в табл. 8.6.

Контроль производства на установках адсорбционной осушки газа еще более прост, чем на установках НТС и гликолевой осушки. Однако здесь существенным контролируемым параметром является значение механического уноса адсорбента с осушенным товарным газом.

Что касается периодичности определения показателей качества на природный газ после его обработки на ГПЗ или в магистральных газопроводах, то такая информация также приводится в соответствующих технологических регламентах. Имеются и детально разработанные рекомендации ВНИИГАЗа по периодичности испытаний. Здесь, в отличие от контроля производства на УКПГ, помимо точек росы, содержания механических примесей и серосодержащих соединений необходимо дополнительно определять содержание кислорода, число Воббе, интенсивность запаха газа.

Контроль качества газа производится по методам испытаний, установленным соответствующими стандартами, к обсуждению которых мы и приступаем.

Для анализа углеводородного состава газа и содержания в нем примесей необходимо прежде всего отобрать пробу газа. С этой целью разработан и действует специальный нормативный документ по методам отбора проб – ГОСТ 18917–82. Этим стандартом определяются методы отбора проб природного газа из скважин, сборных линий, технологических установок и трубопроводов. При этом газовая система может быть как гомогенной, так и гетерогенной (в последнем случае имеются в виду взятия проб для определения механических примесей и жидких взвесей).

Место отбора проб оборудуется специальным пробоотборным устройством, сопряженным с входным штуцером пробоотборника. Для отбора проб газа под давлением предусматриваются пробоотборные линии, изготовленные из стальных, медных, алюминиевых трубок (внутренним диаметром 2–6 мм), которые должны быть рассчитаны на рабочую температуру и максимальное рабочее давление отбираемого газа. На пробоотборных линиях устанавливается контрольно-измерительная аппаратура (для измерения температуры и

ТАБЛИЦА 8.5

**Контроль технологического процесса на установках гликолевой осушки “тощего” газа
(УКПГ сеноманских залежей месторождений Западной Сибири)**

Но- мер п/п	Место кон- троля	Что контро- лируется	Показатель	Норма и применяе- мая методика	Периодич- ность
1	Технологическая нитка	Осушенный газ	Плотность	0,675 кг/м ³ , ГОСТ 17310–86	Ежедневно
2	Узел замера точки росы	То же	Точка росы по влаге	–20 °С (зима), –10 °С (лето) ГОСТ 20060–83	1 раз в смену
3	Система регенерированного ДЭГ	Регенерированный ДЭГ (РДЭГ)	Содержание воды	2–3 мас. %, по К. Фишеру	Ежедневно
4	После абсорбера	Насыщенный ДЭГ (НДЭГ)	То же	4–5 мас. %, по К. Фишеру	То же
5	То же	Рефлюкс	Содержание ДЭГ	0,5–1,5 мас. %, по метод окисления	“
6	“	Осушенный газ	Содержание капельного ДЭГ в газе	Не более 20 г/ 1000 м ³ , гравиметри- ческий метод с ис- пользованием инди- катора уноса ИУ-1 (и аналогичных)	Не реже чем 1 раз в месяц
7	Система промстоков до нефтеловушки	Промстоки	Содержание нефтепродуктов	400–500 мг/л, по методу, описанному Ю.Ю. Лурье и А.Н. Рыбниковым (Химический ана- лиз производствен- ных сточных вод. М., Химия, 1974)	Еженедельно
			Механические примеси	Не нормируется, метод фильтрации через беззольный бумажный фильтр	То же
8	Система промстоков после нефтеловушки		Содержание нефтепродуктов	50–100 мг/л, по методу см. п. 7	“
			Механические примеси	Не нормируется, по методу см. п. 7	“
9	Система промстоков после флотатора	Промстоки	Содержание нефтепродуктов	Не более 15 мг/л, по методу см. п. 7	Ежедекадно
			Содержание механических примесей	Не более 20 мг/л, по методу см. п. 7	2 раза в неделю
			Железо общее	Не более 3 мг/л, колориметрический метод с роданидом калия	Ежедекадно
10	Помещения технологических цехов	Воздушная среда	Содержание углеводородов	300 мг/м ³ воздуха, газоанализаторы типа УГ-2	По графикам служб пром- санитарии
			Содержание метанола	5 мг/м ³ воздуха с использованием интерферометра типа ИЩ-10	При закачке метанола на кусты сква- жин

Примечания: 1. В случаях, когда содержание капельного ДЭГ в осушенном газе превышает 20 г/1000 м³, соответствующая технологическая нитка подлежит ревизии (замена и/или ремонт фильтрующей секции абсорбера). 2. Проводится также контроль пластовых вод (показатели: плотность и минерализация) как по скважинам, так и во входных сепараторах (по графикам геологических служб). 3. В ряде случаев (при закачке метанола в шлейфы и коллекторы) целесообразен контроль за содержанием метанола в РДЭГ, НДЭГ, рефлюксе, сточных водах и производственных помещениях (имеется оригинальная экспресс-методика, разработанная во ВНИИГАЗе и ПО Надымгазпром). 4. Для определения точки росы газа по влаге рекомендуется использовать влагомеры конденсационного (а не кулонометрического) типа, как наиболее надежные в работе, особенно при наличии в газе примесей метанола и гликолей.

ТАБЛИЦА 8.6

Контроль технологического процесса на установках низкотемпературной сепарации газа

Но- мер п/п	Место кон- троля	Что контро- лируется	Показатель	Норма и методика	Периодич- ность
1	Шлейфы, кусты, линия газа на входе в нитку	Сырой газ	Углеводород- ный состав	Не нормируется, хроматографичес- ки	По требова- нию
2	Узел хозрас- четного замера газа	Осушенный газ	Точка росы по влаге	ОСТ 51.40-93, влажмеры кон- денсационные	См. Примеча- ние п. 2
3	Парк метанола	Метанол	Содержание воды	Не более 10 мас. %, метод разгон- ки	1-2 раза в смену
4	Сепараторы или трехфаз- ные раздели- тели	Насыщенный метанол (ВМР)	Содержание воды и мета- нола	В соответствии с технологическим режимом, пикно- метрическим ме- тодом	По требова- нию
5	Узел замера конденсата	Нестабильный конденсат	Углеводород- ный состав	Не нормируется, определяется хроматографичес- ким методом	Не реже чем 1 раз в месяц
6	Узел замера газа	Осушенный газ	Унос $C_{5+в}$	11 г/1000 м ³ , по методике ВНИИ- ГАЗа	Не реже чем 1 раз в месяц

При м е ч а н и я: 1. Контроль сточных вод проводится так же, как и на установках абсорбционной осушки газа (см. табл. 8.5). Необходимо контролировать в сточных водах содержание метанола. 2. Определение точки росы по влаге приборами конденсационного типа затруднено из-за близости к точке росы по углеводородам. При соблюдении технологического режима (при температуре сепарации – 25 °С и ниже) необходимость в определении точки росы по водной фазе (по ВМР) не возникает (точка росы по ВМР заведомо ниже – 20 °С). 3. В случае повышенного механического уноса нестабильного конденсата из низкотемпературных сепараторов рекомендуется ревизия и модернизация сепарационных секций.

давления). Для отбора проб природных газов под давлением применяют металлические пробоотборники (контейнеры) объемом до 1 дм³, а также баллоны объемом до 40 дм³ с одним и двумя вентилями, изготовленными из стали (или другого газонепроницаемого металла или сплава), рассчитанные на рабочую температуру и максимальное рабочее давление. В рассматриваемом ГОСТе детально регламентируются места и технология отбора проб из газовых и газоконденсатных скважин, из промыслового коллектора, газопровода и технологических аппаратов.

Перед отбором проб пробоотборную линию продувают газом в течение 1–2 мин. Отметим здесь некоторые особенности заполнения баллонов. Выходной конец пробоотборной линии подключают к вентилю баллона (полностью открытым), далее открывают вентиль пробоотборной линии, регулируют скорость потока и заполняют баллон газом до соответствующего давления. Затем, закрыв входной вентиль на пробоотборной линии, медленно понижают давление в баллоне через вентиль приблизительно до атмосферного таким образом, чтобы не происходила конденсация газа. Наполняют и выпускают газ из баллона 5–8 раз, наконец заполняют баллон газом до необходимого давления, закрывают вентиль баллона, отсоединяют его от пробоотборной линии, проверяют на герметичность и пробу маркируют.

Следует особо подчеркнуть, что при определении содержания сероводорода, меркаптановой серы, паров воды, метанола, гликолей и др., а также точек росы по влаге и углеводородам пробы отбирают непосредственно в

прибор для анализа. Существенные особенности имеет и отбор проб газа из двухфазного (газожидкостного) потока: в этих случаях может устанавливаться промежуточная емкость (каплеуловитель), а также фильтр из стеклянной ваты. В этом случае решающее значение имеет представительность пробы и, по крайней мере, необходимо соблюдать так называемое условие изокинетичности.

Для определения паров метанола, гликолей, бензола, толуола и примесей других высококипящих компонентов, содержащихся в малых количествах, применяют так называемые пробоотборники-концентраторы трубки различной формы, баллоны и другие сосуды, заполненные адсорбентами и имеющие герметично закрывающиеся запорные краны.

Можно отметить, что наряду с использованием ГОСТ 18917–82 на газодобывающих предприятиях разрабатывают и свои методики отбора проб, детально адаптированные к конкретным требованиям и применяемым методам контроля (например, подобные методики разработаны и активно используются в ПО “Уренгойгазпром”).

Перейдем к обсуждению методов определения состава углеводородных газов. В настоящее время метод газовой хроматографии является основным методом анализа природных газов и широко используется в газопромисловой практике. Стандарт по ГОСТ 23781–87 распространяется на природные углеводородные газы и устанавливает два хроматографических метода:

определения азота, кислорода, гелия, водорода, диоксида углерода и углеводородов C_1 – C_6 при объемном содержании углеводородов $C_{5+в}$ не более 1 %, а азота не более 20 %;

определения углеводородов от C_4 до C_8 при объемном содержании от 0,001 до 0,5 %.

В первом методе углеводороды C_1 – C_6 и диоксид углерода разделяют методом газожидкостной хроматографии, а неуглеводородные компоненты – с использованием газоадсорбционной хроматографии. Второй метод состоит в количественном определении индивидуальных углеводородов C_4 , C_5 , C_6 и групп углеводородов C_7 и C_8 способом газожидкостной хроматографии в изотермическом режиме (или в режиме температурного программирования) с использованием плазменно-ионизационного детектора. В ГОСТ 23781–87 весьма детально регламентируются методики отбора проб, подготовки к анализу, ход анализа и обработки результатов.

Для хроматографического определения компонентного состава газа требуются калибровочные газовые смеси.

Разработан отраслевой стандарт (ОСТ 51.141–86) по манометрическому методу приготовления калибровочных газовых смесей, содержащих следующие компоненты природного газа: азот, гелий, аргон, диоксид углерода, метан, этан, пропан, бутаны. Однако этот стандарт не распространяется на приготовление калибровочных смесей, содержащих соединения серы, кислород, водород и углеводороды C_5 и выше. Метод по ОСТ 51.141–86 весьма прост и состоит в последовательном дозировании отдельных компонентов газовой смеси в баллон постоянного объема. Содержание компонентов в газовой смеси определяется отношением изменения давления, вызванного введением компонента, к общему давлению газовой смеси (т.е. не учитывается поправка на неидеальное поведение компонентов в смеси при повышенных давлениях). Детально регламентируется методика приготовления смеси: расходу, время выдерживания пробы до сбрасывания избыточного давления и т.д. Готовую калибровочную смесь хранят при температуре, при которой

парциальное давление каждого компонента смеси меньше (или равно) 0,7 от давления насыщенного пара каждого компонента.

Весьма важным показателем товарного газа северных месторождений является содержание паров метанола в газе. К сожалению, этому показателю уделяется все еще недостаточное внимание.

Наиболее надежный метод определения метанола в сжатом природном газе – хроматографический. В этой связи в бывшей Чехословакии был разработан соответствующий стандарт СЭВ (2104–80). В настоящее время этот нормативный документ не действует в связи с распадом СЭВ (а аналогичный нормативный документ России до сих пор отсутствует).

В обсуждаемом стандарте СЭВ, который распространялся на горючие природные газы, установлен газохроматографический метод определения содержания метанола в природном газе. Газ через фильтр поступает в хроматографическую колонку из пробоотборной линии либо непосредственно из пробоотборника. Для проведения испытаний используют газовый хроматограф, оснащенный ионизационно-плазменным детектором и термостатом. В качестве наполнительного материала колонки рекомендуется Поропак Н или другой равноценный материал. Минимальное содержание метанола, которое определяется данным методом, по оценке разработчиков, составляет 5 мг/м^3 газа (приведенного к нормальным условиям). При этом может быть достигнута точность определения содержания метанола в газе, равная 10–15 %.

Для того чтобы оценить возможности подобного хроматографического метода определения содержания метанола, приведем ориентировочные (расчетные) значения метанолосодержания газа: максимальное содержание метанола составляет $300\text{--}400 \text{ мг/м}^3$ в валанжинском газе Уренгойского ГКМ (после установок НТС), а в северных магистральных газопроводах метанолосодержание товарного газа может доходить до $30\text{--}50 \text{ мг/м}^3$. Таким образом, разработанная СЭВ хроматографическая методика представляется вполне приемлемой для количественного определения содержания метанола в газовой фазе для природных газов северных месторождений России.

Что касается методов определения в горючих газах сероводорода и меркаптановой серы, то в настоящее время действуют три стандарта: ГОСТ 11382–76, ГОСТ 22387.2–83 и ГОСТ 26374–84.

ГОСТ 11382–76 распространяется на газы, получаемые в процессе переработки нефти. Устанавливается метод определения сероводорода в пределах от 0,001 до 15 мас. %. При этом применение метода в диапазоне 0,001–0,010 мас. % рекомендуется для контроля товарной продукции, а в диапазоне 0,01–15 мас. % – для внутризаводского контроля. Суть методики состоит в химическом взаимодействии сероводорода с уксуснокислым свинцом, нанесенным на силикагель. В результате реакции образуется сернистый свинец, дающий черное окрашивание слоя силикагеля. По высоте слоя окрашенного силикагеля и определяется содержание сероводорода в анализируемом газе.

ГОСТ 22387.2–83 распространяется на газы горючие природные и устанавливает методы определения как сероводорода, так и меркаптановой серы. Для определения сероводорода разработаны два метода:

йодометрический при концентрации сероводорода от $0,010 \text{ г/м}^3$ и более;
фотокolorиметрический при концентрации сероводорода не более $0,025 \text{ г/м}^3$.

Для определения меркаптановой серы в ГОСТ 22387.2–83 также представлены два метода:

йодометрический при концентрации меркаптановой серы более $0,010 \text{ г/м}^3$;

потенциометрический при концентрации меркаптановой серы не более 0,05 г/м³.

Йодометрический метод определения сероводорода заключается в поглощении сероводорода из газов подкисленными растворами уксуснокислого кадмия или хлорида кадмия с последующим йодометрическим титрованием (приливают в колбу избыток йода и, убедившись в его избытке по бурой окраске раствора, титруют этот избыток раствором тиосульфата натрия до светло-желтого цвета, далее приливают 1 см³ раствора крахмала и продолжают титровать до исчезновения синей окраски). В то же время йодометрический метод определения меркаптановой серы заключается в предварительном очищении от сероводорода испытуемого газа (пропусканием через поглотительную склянку с подкисленным 30%-ным раствором хлорида кадмия) и поглощении очищенного от сероводорода газа щелочным раствором хлорида кадмия с последующим йодометрическим титрованием образовавшегося меркаптида кадмия.

Фотоколориметрический метод определения сероводорода заключается в поглощении сероводорода из испытуемого газа (подкисленным раствором уксуснокислого цинка или кадмия) и в последующем фотоколориметрическом или спектрофотометрическом определении метиленового синего, образующегося в кислой среде при взаимодействии сернистого цинка (кадмия) с N, N-диметил-*n*-фенилендиамином в присутствии хлорного железа.

Потенциометрический метод определения меркаптановой серы заключается в поглощении меркаптанов раствором гидроксида калия из газа (предварительно очищенного от сероводорода) и в последующем потенциометрическом титровании поглотительного раствора раствором азотнокислого серебра в присутствии аммиака.

Метод определения общей и органической серы при концентрации в газе до 1000 мг/м³ стандартизирован ГОСТ 26374–84. Суть методики заключается в гидрировании серосодержащих органических соединений избытком влажного водорода в кварцевой трубе с платиновым катализатором (нагретым до 930–950 °С), с дальнейшим поглощением сероводорода раствором ацетата цинка и фотоколориметрическим или спектрофотометрическим определением метиленового синего (образующегося в кислой среде при взаимодействии сернистого цинка с N, N-диметил-*n*-фенилендиамином в присутствии хлорного железа). Органическую серу определяют в газах, предварительно освобожденных от сероводорода.

Метод определения содержания кислорода установлен по ГОСТ 22387.3–77 и распространяется на газ для промышленного и коммунально-бытового назначения. Сущность метода – в абсорбционном поглощении кислорода щелочным раствором пирогаллола из природного газа (предварительно очищенного от кислых компонентов) и определении поглощенного кислорода. Испытуемый газ пропускается (несколько раз) через первый поглотительный сосуд с раствором гидроксида калия, а кислород из газа поглощают во втором поглотительном сосуде щелочным раствором пирогаллола, причем объемную долю кислорода определяют по уменьшению объема газа после поглощения из него кислорода (расхождения между двумя параллельными испытаниями не должны превышать 0,2 %).

Механические примеси (смолы и пыль) в газе промышленного и коммунально-бытового назначения определяют по ГОСТ 22387.4–77. Суть метода – в осаждении смолы и пыли из газа на ватном фильтре и установлении количества осажденных веществ взвешиванием.

Важное практическое значение имеет стандарт, устанавливающий методы определения интенсивности запаха (ГОСТ 22387.5–77). Сущность метода состоит в создании 1%-ной газовой смеси в комнате-камере и в оценке интенсивности запаха этой смеси специально подготовленными пятью испытателями (они должны быть без каких-либо признаков простудных заболеваний). Интенсивность запаха определяют по пятибалльной шкале:

- 0 – запаха нет;
- 1 – запах очень слабый (неопределенный);
- 2 – запах слабый (но определенный);
- 3 – запах умеренный;
- 4 – запах сильный;
- 5 – запах очень сильный.

Каждый испытатель дает две оценки: в начале испытаний и через одну минуту. Руководитель испытания усредняет полученные оценки. Напомним, что по ГОСТ 5542–87 запах считается достаточным, если средняя оценка интенсивности запаха составляет не менее трех баллов.

В ГОСТ 22387.5–77 представлен и более точный приборный метод определения интенсивности запаха. Суть этого варианта состоит в получении не менее трех различных концентраций газа в специальном приборе-одориметре (в пределах 0–2 об. %) и в оценке испытателями интенсивности запаха газовой смеси, выходящей из воронки одориметра. Далее полученные субъективные результаты наносят графически на полупрологарифмическую бумагу (координаты: интенсивность запаха – логарифм концентрации газа), строят усредненную зависимость и определяют интенсивность запаха в баллах, соответствующую 1%-ному содержанию (по объему) газа в воздухе (и как уже указывалось, интенсивность запаха должна быть не менее трех баллов).

Рассмотрим методы определения фигурирующих в ГОСТ 5542–87 таких важных показателей качества природного горючего газа, как плотность, теплота сгорания и число Воббе.

Плотность газа – один из важнейших показателей, который используется в расчетах при определении количества газа. При современных объемах перекачиваемого по магистральным газопроводам газа даже незначительная ошибка в измерении плотности газа приводит к весьма большим абсолютным ошибкам в определении его объема. Наиболее точным и надежным является весовой метод измерения плотности газа. Иностранные фирмы выпускают различные типы плотномеров для измерения плотности газа. Разработаны и конструкции денситометров, позволяющие измерять плотность газа под давлением в реальных условиях. При этом применяются микрокомпьютерные системы обработки и регистрации результатов измерений. Однако для калибровки подобных измерительных систем необходимо использовать лабораторные методы измерения плотности пикнометрическим взвешиванием или же расчетный метод по известному составу смеси.

Метод пикнометрического взвешивания находит применение и в отечественной газовой промышленности. Этот метод позволяет производить измерение плотности газа с допуском отклонения не более 0,005 кг/м³, что для природных газов составляет ошибку не более 0,5 %. Метод утвержден ГОСТ 17310–86.

Однако определение плотности газа методом пикнометрического взвешивания может быть использовано только для газов, неконденсирующихся в условиях измерений. Поэтому введен и ГОСТ на расчетный метод определе-

ния плотности исходя из компонентного состава газа. Этот стандарт распространяется на все природные газы (ГОСТ 22667–82).

Метод определения удельного веса и плотности газа расчетом по компонентному составу широко используется в практике аналитического контроля (как в России, так и за рубежом). Необходимым условием применения расчетного метода для определения плотности газа является надежный способ определения полного компонентного состава газа и использование постоянных стандартизованных значений плотностей чистых компонентов, составляющих природные углеводородные газы. В ГОСТ 22667–82 предполагается, что компонентный состав газа в объемных процентах должен быть определен хроматографическим методом в рамках ГОСТ 23781–87 (методом абсолютной калибровки). При этом делается оговорка, что стандарт не распространяется на газы, в которых фракция углеводородов $C_{6+в}$ превышает 0,1 об. %. Относительная плотность газа определяется расчетом по аддитивной формуле по известному составу газа. Расчетный метод еще до введения ГОСТ 22667–82 был всесторонне проверен во ВНИИГАЗе проведением сравнительных лабораторных измерений на искусственных смесях. Этими исследованиями установлено, что точность расчетного метода вполне соответствует точности метода пикнометрического взвешивания.

Теплота сгорания является основным показателем в оценке энергоемкости газа. Экспериментально теплота сгорания определяется калориметрами различных конструкций как лабораторного, так и промышленного типа, а также может быть рассчитана по известному компонентному составу газа.

Согласно ГОСТ 22667–82, теплота сгорания (высшая и низшая) определяется по аддитивной схеме с использованием данных по составу и соответствующих теплоте компонентов природного газа (в стандарте приведены эти данные для 0 и 20 °С). Расчетный метод оказывается предпочтительным в тех случаях, когда не требуется непрерывность измерений, поскольку метод весьма прост и в то же время является надежным и достаточно точным. Точность расчетного определения теплоты сгорания природных газов не ниже, чем ее определение проточными калориметрами или сжиганием в калориметрической бомбе.

Число Воббе – показатель, который нормируется техническими условиями на природный газ по ГОСТ 5542–87, как определяющий взаимозаменяемость газов при сжигании в бытовых горелочных устройствах. Поскольку воббметры отечественной промышленностью не производятся, по ГОСТ 22667–82 рекомендуется определять число Воббе расчетом по измеренным или расчетным значениям относительной плотности и теплоты сгорания газа. Число Воббе W вычисляют по формуле

$$W = Q / \sqrt{d},$$

где Q – теплота сгорания; d – относительная плотность газа.

Проанализируем теперь методы определения точек росы по углеводородам и влаге в природных газах. Как уже отмечалось в предыдущем разделе, эти показатели являются центральными в отраслевом стандарте ОСТ 51.40–93, устанавливающем показатели и нормы на качество газа, предназначенного для магистрального транспорта.

ГОСТ 20061–84 стандартизирует конденсационный метод определения точки росы по углеводородам для природных газов, не содержащих капельных взвесей углеводородов и гликолей. Суть метода заключается в визуаль-

ном или автоматическом измерении температуры начала конденсации углеводородов на поверхности охлаждаемого металлического зеркала при непрерывном потоке над ним предварительно осушенного анализируемого газа и фиксированном давлении. В стандарте установлены только общие обязательные требования к средствам измерения. Это позволяет использовать на практике различные конструкции приборов конденсационного типа.

В технологическую схему определения точки росы по углеводородам, согласно ГОСТ 20061–84, может быть включен узел селективной осушки газа от влаги посредством пропускания его через емкость, заполненную хлоридом кальция (если температура точки росы по углеводородам не ниже минус 10 °С) или хлорнокислым магнием (при температуре точки росы по углеводородам до минус 30 °С). Это позволяет производить измерения в условиях, когда точка росы по углеводородам ниже, чем точка росы по влаге. Важная особенность методики проведения испытания – достаточно медленное охлаждение измерительного зеркала так, чтобы скорость понижения температуры ее поверхности не превышала 1 °С/мин, а в окрестности предполагаемой точки росы – не более 0,5 °С/мин. Рекомендуется температуру начала конденсации углеводородов измерять не менее трех раз с последующим осреднением. Допустимые отклонения отдельных измерений от среднего значения при плюсовых температурах точки росы не должны превышать ± 1 °С, тогда как при более низких температурах точки росы отклонения допускаются до ± 2 °С. Таким образом, точность определения этого показателя при температурах ниже 0 °С оцениваются примерно в ± 1 °С, а при температурах выше 0 °С – примерно $\pm 0,5$ °С.

ГОСТ 20060–83 (с изменением № 1, ИУС № 2, 1989) устанавливает три основных (и наиболее распространенных) метода определения количества водяных паров и точки росы влаги: конденсационный, электролитический (кулонометрический) и абсорбционный. При этом стандарт распространяется на природные углеводородные газы, поступающие с промышленных установок подготовки газа и газоперерабатывающих заводов в газопроводы, а также на газы, транспортируемые по магистральным газопроводам и поставляемые потребителям. Однако конденсационный и электролитический методы данного стандарта не распространяются на природные газы с установок, где в качестве абсорбента используются метанол или другие растворимые спирты. На взгляд авторов, эта, казалось бы, существенная оговорка разработчиков ГОСТа представляется не вполне справедливой для приборов конденсационного типа. Так, в случае использования метанола как летучего абсорбента – ингибитора гидратов, приборы конденсационного типа фактически будут фиксировать температуру точки росы по водометанольному раствору (точка росы по ВМР). В случае абсорбционной осушки природного газа растворами гликолей (ДЭГ, ТЭГ, с очень малой летучестью паров), но при подаче метанола в шлейфы кустов скважин (что характерно для северных месторождений в зимнее время года) приборы конденсационного типа также будут фиксировать точку росы по ВМР (а не по чистой воде).

Конденсационный метод определения точки росы по влаге по ГОСТ 20060–83 вполне аналогичен методу определения точки росы по углеводородам по ГОСТ 20061–84. Суть метода – в измерении температуры равновесия между образованием и испарением росы на поверхности металлического зеркала, контактирующего с исследуемым природным газом. Рекомендуется (при снижении температуры зеркала) определять температуру начала конденсации воды (визуально либо автоматически), а затем, отключив охлажде-

ние, и при нагреве зеркала определять температуру испарения росы с поверхности прибора. Такое измерение температур начала испарения и конденсации повторяют не менее трех раз, при этом одновременно фиксируется давление испытуемого газа в измерительной системе. Вычисляют средние значения температур конденсации и испарения (причем различия между ними не должны превышать 3 °С) и за искомую точку росы принимают среднее арифметическое температур конденсации и температур испарения. Далее вычисляют влагосодержание V (в г/м³) газа (приведенное к 20 °С и давлению 101,325 кПа) по формуле типа Бюкачека:

$$V = A \frac{0,101325}{p} + B,$$

где A, B – коэффициенты, зависящие от температуры (табл. 8.7); p – давление (абсолютное) газа в измерительной камере, МПа.

Таким образом, точность конденсационного метода может быть оценена в $\pm(1,0-1,5)$ °С. Следует также отметить, что в рамках конденсационного метода фактически измеряется температура в системе “сжатый природный газ – переохлажденная вода”.

В отечественной газовой промышленности применяли приборы конденсационного типа ТТР (ТТР-3, ТТР-8, “Роса-1”) и серии ВИГ-2М, ВИГ-3М, тогда как в настоящее время на северных месторождениях используется главным образом прибор “Харьков-1М” (или аналогичные), детальная методика работы с которым представлена по многолетнему опыту ЦНИПРа ПО Уренгойгазпром.

Индикатор кондиционности газов “Харьков-1М” предназначен для кон-

ТАБЛИЦА 8.7

Коэффициенты A и B в зависимости от температуры точки росы для природных газов плотностью 0,7 кг/м³

Температура точки росы, °С	A	B	Температура точки росы, °С	A	B
+40	56,25	0,2630	-2	4,030	0,377
+38	50,80	0,2425	-4	3,480	0,0338
+36	45,20	0,2240	-6	2,990	0,030035
+34	40,50	0,2070	-8	2,550	0,02710
+32	36,10	0,1895	-10	2,188	0,0229
+30	32,30	0,1740	-12	1,868	0,02155
+28	28,70	0,1595	-14	1,590	0,01927
+26	25,50	0,1463	-16	1,350	0,01705
+24	22,80	0,1343	-18	1,1440	0,01510
+22	20,15	0,1227	-20	0,9600	0,0134
+20	17,87	0,1120	-22	0,8090	0,01168
+18	15,75	0,1020	-24	0,6775	0,01043
+16	13,94	0,0930	-26	0,5660	0,00921
+14	12,39	0,0855	-28	0,4715	0,00806
+12	10,72	0,0767	-30	0,3910	0,00710
+10	9,39	0,0696	-32	0,3235	0,00623
+8	8,200	0,0630	-34	0,2670	0,00538
+6	7,150	0,0571	-36	0,2189	0,00465
+4	6,225	0,0515	-38	0,1780	0,00402
+2	5,400	0,0464	-40	0,1451	0,00347
0	4,670	0,0418			

Примечания: 1. При промежуточных значениях температуры допустима линейная интерполяция коэффициентов A и B . 2. Для природных газов, не содержащих кислых компонентов, зависимость влагосодержания от состава газа весьма слабая и ею в большинстве случаев можно пренебречь. 3. Согласно нашим исследованиям, погрешность расчета влагосодержания “по Бюкачеку” при температурах ниже 10 °С может составлять более 10 % (погрешность возрастает с понижением температуры).

троля качества подготовки природных газов по влаге и углеводородам. Он позволяет осуществлять визуальный контроль температуры точки росы исследуемого газа в момент конденсации влаги и/или углеводородов на зеркальной поверхности конденсационной камеры индикатора. Прибор активно используется на УКПГ сеноманских залежей Уренгойского, Ямбургского и других месторождений севера Тюменской области.

Схема подключения прибора дана на рис. 8.1. Важная особенность этого прибора – создание по длине конденсационной поверхности постоянного во времени (разумеется, на период проведения измерений) перепада температур за счет использования вихревой трубки (горячий и холодный потоки газа, формирующиеся в вихревой трубке, соответственно нагревают одну часть и охлаждают другую часть конденсационной зеркальной поверхности рабочей камеры). Температура вдоль этой поверхности измеряется шестью термометрами. Таким образом, прибор “Харьков-1М” в части схемы охлаждения зеркальной поверхности не вполне строго “вписывается” в ныне действующий ГОСТ 20060–83.

Для устранения попадания с исследуемым газом на зеркальную поверхность прибора капельной жидкости необходимо на входе исследуемого газа в прибор “Харьков-1М” установить фильтр-сепаратор. Весьма существенно, что отбор газа на вихревую трубку прибора и исследуемого газа должен осуществляться с разных манометрических штуцеров. Подачу газа на вихревую трубку рекомендуется производить в течение 20–30 мин до установления постоянных температур на образцовых термометрах. На термометре № 1

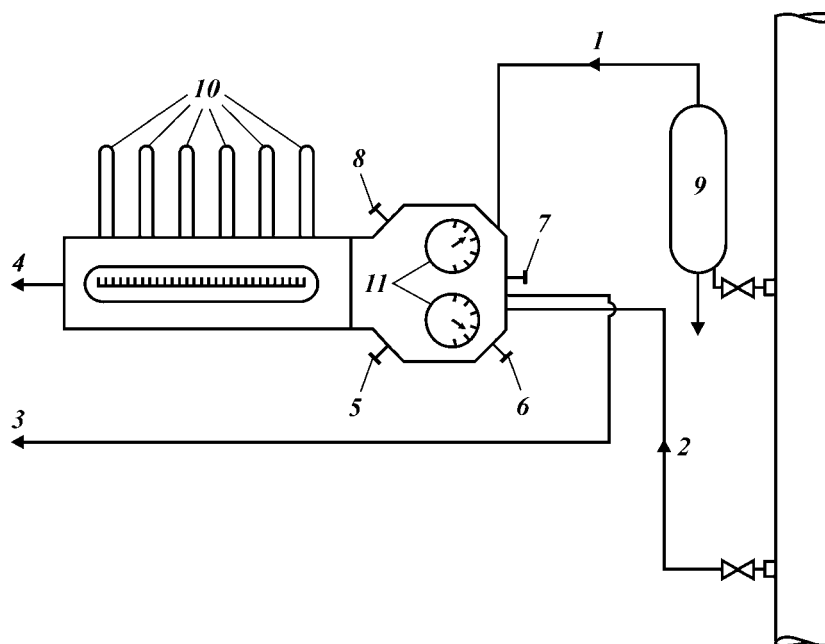


Рис. 8.1. Схема подключения прибора “Харьков-1М”:

1 – вход исследуемого газа; 2 – вход газа на вихревую трубку; 3 – выход исследуемого газа; 4 – выход смеси холодного газа; 5 – маховичок входа газа в вихревую трубку; 6 – маховичок выхода исследуемого газа; 7 – пробковый кран регулировки перепада температур на конденсационной поверхности; 8 – маховичок входа исследуемого газа; 9 – фильтр-сепаратор; 10 – термометры; 11 – манометры

температура должна быть на 5–7 °С ниже ожидаемой температуры точки росы по влаге (т.е. примерно минус 25 °С для УКПГ сеноманских залежей). Расход исследуемого газа следует установить минимально возможным (на зеркальной поверхности должно наблюдаться “медленное движение” газа).

Углеводороды и влагу на конденсационной поверхности прибора различают по цвету: пленка углеводородов имеет на границе радужный оттенок; влага имеет серовато-матовый оттенок (как запотевшее зеркало). Если влага на конденсационной поверхности слабо видна, то следует дожидаться замерзания (точнее, “загидрачивания”) выпавшей жидкости.

На рис. 8.2 представлены различные, наблюдавшиеся экспериментально виды границы выпадения влаги (кружок – точка снятия значения температуры точки росы). Конфигурации границ связаны с невозможностью установления одинаковых скоростей исследуемого газа и особенностями распределения температур по конденсационной поверхности. Поэтому значение температуры точки росы (см. рис. 8.2, а, б) необходимо брать в точке, лежащей на границе выпадения влаги со стороны термометров. На рис. 8.2, в, г показана методика выбора температуры в случае дугообразной границы влаги. Если эта граница оказалась размытой, то необходимо повторить замер.

Пример 1 определения точки росы по влаге (см. рис. 8.2, в).

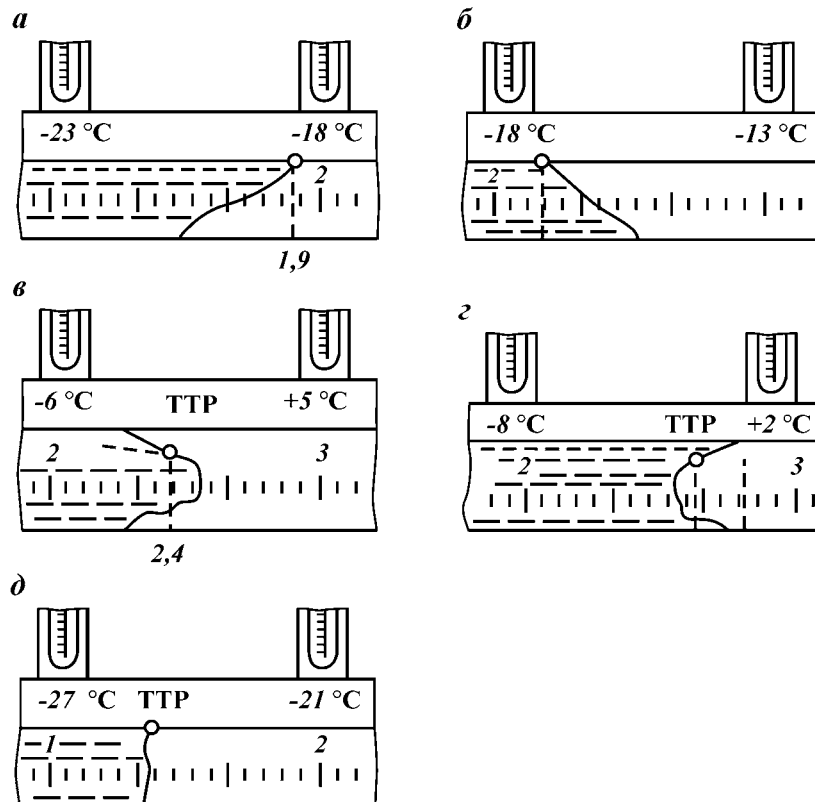


Рис. 8.2. Методика снятия показаний температуры точки росы газа (ТТР) во влаге: а – ТТР = -18,5 °С; б – ТТР = -17,5 °С; в – ТТР = -1,6 °С; г – ТТР = -1 °С; д – ТТР = -25,2 °С

Температура точки росы находится по шкале прибора на делении 2,4 между термометрами 2 и 3 с температурами -6 и $+5$ °С соответственно. Определим цену одного деления. Для этого количество градусов, “уложившихся” между этими термометрами, разделим на число делений между ними (10), т.е. $(-6) - (+5) = (-11)$ разделим на 10. Таким образом, цена одного деления равна $1,1$ °С. Температура зеркала на делении 2,4 равна: $(-6) - (1,1 \times 4) = -1,6$ °С. Следовательно, ТТР в данном примере равна $-1,6$ °С при существующем давлении в системе.

Пример 2 определения точки росы по влаге (см. рис. 8.2, а).

ТТР находится на шкале прибора на делении 1,9 между термометрами 1 ($t = -23$ °С) и 2 ($t = -18$ °С). Число градусов, “уложившихся” между этими термометрами, будет $(-23) - (-18) = (-5)$. Цена одного деления равна $0,5$ °С. Следовательно, ТТР при существующем давлении будет $(-18) - (0,5 \times 1) = -18,5$ °С. Полученную ТТР при существующем давлении при необходимости можно легко пересчитать на любое другое давление (например, на рабочее давление в магистральном газопроводе).

Важно отметить, что определение температур точки росы по влаге и углеводородам существующими конденсационными приборами, в том числе и “Харьков-1М”, для газов сепарации установок НТС газоконденсатных месторождений практически не представляется возможным. Это связано с наличием в газе сепарации большого количества конденсата наряду с метанолом и водой, поэтому на зеркальной поверхности индикатора образуется сплошная пленка жидкости, и определить раздельно температуры точки росы по ВМР и углеводородам не удастся. Поскольку выноса влаги (точнее, ВМР) в капельном виде с газами сепарации обычно не наблюдается, то можно полагать, что температура точки росы газа сепарации по влаге близка (скорее всего, на несколько градусов выше) к температуре газа в низкотемпературном сепараторе. Небольшое различие может быть связано с некоторой неравновесностью процесса и капельным уносом нестабильного конденсата, содержащего растворенный метанол.

Для природных газов, поступающих на КС (на Уренгойском ГКМ это смесь валанжинского и сенманского газов), температура точки росы как по влаге, так и по углеводородам уже может определяться индикатором типа “Харьков-1М”, так как в начальный момент прохождения исследуемого газа через прибор на зеркальной поверхности видна радужная пленка. Удаётся зафиксировать температуру на границе образования пленки достаточно обоснованно и принять эту температуру за ТТР по углеводородам. Далее следует дождаться замерзания пленки. Температура границы замерзания несколько ниже ТТР по углеводородам. Последнюю температуру и можно приближенно принять за ТТР по влаге.

Но вернемся к обсуждению ГОСТ 20060–83. Стандартом рекомендуется и второй метод – электролитический (кулонометрический). Но в этом методе непосредственно измеряется не точка росы, а влагосодержание газа. Кулонометрические влагомеры содержат влагочувствительный элемент – пленку оксида фосфора P_2O_5 . Суть метода заключается в извлечении водяных паров из потока исследуемого газа частично гидратированным оксидом фосфора при одновременном электролитическом разложении извлекаемой влаги и измерении тока электролиза (а шкала прибора градуируется на влагосодержание, например, она может быть проградуирована в единицах ppm). Следует отметить, что с оксидом фосфора реагируют и пары спиртов (метанола и др.), гликоля, ацетона, что приводит к некоторому искажению показаний.

Поэтому стандарт не рекомендует использовать кулонометрический метод, если парциальная доля метанола в парах воды превышает 10 %. Кроме того, имеется и ограничение сверху на значение влагосодержания: содержание влаги в газе должно быть не более 0,2 об. %. В стандарте приведены данные, позволяющие пересчитать влагосодержание на значение точки росы (при разных давлениях природного газа).

Интересно отметить, что кулонометрическим методом можно измерять влажность не только природного газа, но и углеводородного конденсата (или ШФЛУ), предварительно испаряя сжиженную углеводородную смесь перед подачей в прибор. Подобная методика определения влажности ШФЛУ была детально разработана во ВНИИГАЗе еще в 60-е годы.

Отечественная промышленность выпускает ряд приборов кулонометрического типа (поэтому существовал лишь недавно отмененный ГОСТ 17142–78 “Гигрометры кулонометрические”, содержащий общие технические условия на этот класс измерительной аппаратуры). В газовой промышленности в основном используются кулонометрические гигрометры серии “Байкал”. Одна из последних оригинальных разработок – “Байкал-5” (по ТУ 6-875К1.550.ИИ).

Газ, анализируемый гигрометрами типа “Байкал”, не должен содержать механических примесей более 0,05 мг/м³, а капельно-взвешенных жидкостей (воды, ВМР, гликолей, масла, углеводородного конденсата) – более 0,1 мг/м³. Основной недостаток кулонометрических гигрометров – это довольно ограниченный срок службы электролитических ячеек.

Анализируя опыт использования кулонометрических влагомеров, нужно отметить, что влагомеры этого типа не нашли широкого применения на установках абсорбционной осушки газа северных месторождений (из-за влияния паров гликоля и метанола на показания; возможности выведения из строя датчика прибора при попадании капельно-жидкого гликоля на влагочувствительный элемент и, следовательно, необходимости постоянного квалифицированного технического обслуживания данного прибора).

Третий метод измерения влажности газа, рекомендуемый ГОСТ 20060–83, – абсорбционный метод, основанный на поглощении водяных паров безводным диэтиленгликолем и последующем определении связанной ДЭГ воды титрованием раствором К. Фишера (напомним, что в состав реактива К. Фишера входят йод, диоксид серы, пиридин и метанол). ГОСТ допускает и хроматографическое определение воды в ДЭГ (как альтернатива методу К. Фишера). Весьма существенно, что данный метод (в любой модификации) может применяться для определения водяных паров при их содержании в газе не более 0,1 г/м³. Кроме того, при использовании метода К. Фишера содержание сернистых соединений в газе не должно превышать 0,03 г/м³. Количество пропускаемого через ДЭГ газа выбирается из условия, чтобы привес воды в гликоле был не менее 0,25 %. В стандарте приведена детальная методика расчета определяемого значения влагосодержания, исходя из количества поглощенной ДЭГ влаги и объема пропущенного газа, учитывающая и поправку на остаточное влагосодержание газа после абсорбции гликолем.

В заключение этого краткого и предварительного обсуждения нормативно-технической документации по определению точек росы по влаге, углеводородам и влагосодержанию газа целесообразно отметить два существенных момента:

наличие разработок влагомеров, работающих на иных физико-хими-

ТАБЛИЦА 8.8

Основные методы испытаний углеводородных газов

Показатель	Метод испытания
Отбор проб газа	По ГОСТ 18917–82, а также по методикам производственных объединений, разработанных на базе этого стандарта
Плотность	По ГОСТ 17310–86 (пикнометрический метод) По ГОСТ 22667–82 (расчетный метод, исходя из компонентного состава)
Состав газа	По ГОСТ 23781–87 (два хроматографических метода)
Содержание сероводорода и меркаптановой серы	По ГОСТ 22387.2–83 (для природных газов) По ГОСТ 11382–76 (для газов, получаемых в процессе переработки нефти)
Содержание кислорода	По ГОСТ 26374–84 (общая и органическая сера) По ГОСТ 23781–83 (хроматографический метод)
Точка росы газа по влаге и/или влагосодержанию газа	По ГОСТ 22387.3–77 (поглощение пирогаллолом)
Точка росы газа по углеводородам	По ГОСТ 20060–83 (на влагомеры имеются ТУ)
Содержание механических примесей	По ГОСТ 20061–84
Теплота сгорания, высшая и низшая	По ГОСТ 22387.4–77 По ГОСТ 22667–82 (расчетный метод, исходя из компонентного состава газа) По ГОСТ 27193–86 (экспериментальный калориметрический метод определения высшей и вычисления низшей теплоты сгорания горючего газа в водяном калориметре) По ГОСТ 10062–75 (экспериментальный метод определения теплоты сгорания сжиганием в калориметрической бомбе в среде сжатого кислорода определенного объема газа)
Число Воббе	По ГОСТ 22667–82 (расчетный метод)
Октановое число	По ГОСТ 27577–87 (расчетный метод)
Содержание ртути	По ГОСТ 28726–90 (для газов, не содержащих сероводорода)
Содержание метанола	В настоящее время действующего стандарта не имеется. Ранее действовал стандарт СЭВ 2104–80
Интенсивность запаха	По ГОСТ 22387.5–77

ческих принципах, а также существование ряда химических методов определения влажности;

необходимость доведения в ближайшие годы ряда существующих и новых методов, позволяющих корректно учесть наличие в газе метанола и гликолей, до уровня возможности включения их в соответствующие нормативно-технические документы.

В заключение этого раздела представим сводку основных методов испытаний углеводородных газов (табл. 8.8).

8.1.3

ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ УГЛЕВОДОРОДНОГО КОНДЕНСАТА, ШФЛУ, СМЕСЕЙ ЛЕГКИХ ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ

При промысловой подготовке и заводской переработке природного и нефтяного газов помимо товарного газа получают целую гамму жидких углеводородных продуктов: конденсаты, широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ), сжиженные газы, углеводородные фракции и чистые жидкие углеводороды, топлива для зажигалок, пропелленты, газовые бензины и дизельное топливо.

Какого-либо специального нормативно-технического документа, детально регламентирующего показателя качества этих углеводородных продуктов,

пока что не разработано, тогда как для жидких нефтяных топлив – продуктов переработки нефти – соответствующий стандарт имеется – ГОСТ 4.25–83. Для характеристики качества жидких углеводородных продуктов газопереработки обычно используются следующие физико-химические показатели: давление насыщенных паров; углеводородный состав (и/или фракционный состав); содержание меркаптановой серы и сероводорода, воды, щелочей, метанола; цвет, запах и др.

ГАЗОВЫЙ КОНДЕНСАТ

Различают стабильный и нестабильный газовые конденсаты. Нестабильный конденсат – продукция промысловых установок подготовки конденсатосодержащего природного газа. Нестабильный конденсат содержит наряду с компонентами $C_{5+в}$ и более легкие компоненты, тогда как в стабильных конденсатах содержание легких компонентов (C_1-C_4) сводится к технологически допустимому минимуму. Нестабильный конденсат частично стабилизируют (дегазируют) уже непосредственно на промысле, а затем по конденсатопроводу направляют на установки стабилизации и переработки (что чаще всего осуществляется в заводских условиях). Поэтому технические требования на стабильный конденсат обычно указываются непосредственно в регламентах на эксплуатацию установок промышленной подготовки газа, а также в регламентах на эксплуатацию установок стабилизации конденсата, действующих в пределах газодобывающего предприятия. Например, установка стабилизации конденсата (УСК) входит в комплекс установок подготовки конденсата к транспорту, действующих на базе Уренгойского и Ямбургского газоконденсатных месторождений (валанжинской залежи).

Разработаны технические требования на нестабильный конденсат, поступающий на УСК по конденсатопроводам с установок промышленной обработки газа Уренгойского и Ямбургского ГКМ по ТУ 05751745-02-88 (табл. 8.9). Как видно из данных таблицы, состав нестабильного конденсата по всем компонентам не регламентируется (норма дается только по компонентам C_1 и C_2), так как он определяется составом пластового газа (переменным во времени) и условиями его обработки на УКПГ. Поскольку термобарические режимы работы конденсатопроводов известны, то регламентация содержания C_1 и C_2 позволяет обеспечить внутрипромысловый транспорт нестабильного

ТАБЛИЦА 8.9
Технические требования на нестабильный конденсат по ТУ 05751745-02-88 с изменениями № 1 и № 2 (взамен СТП 51-02-84)

Но- мер п/п	Показатель	Норма для конденсата	
		Уренгойско- го ГКМ	Ямбургского ГКМ
1	Содержание компонентов C_1-C_2 , мас. %, при температуре в сепарации, °С: до -20 ниже -20	15 20	15 20
2	Содержание свободной метанольной воды в стабильной части, об. %, не более	0,1	0,1
3	Содержание механических примесей в стабильной части, мас. %, не более	0,05	0,1
4	Концентрация хлористых солей в стабильной части, мг/дм, не более	10	10
5	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется, но определение обязательно	

конденсата практически в однофазном (жидком) состоянии, что, в частности, сводит к минимуму пульсации гидродинамических параметров и повышает надежность системы внутрипромыслового транспорта конденсата.

В северных условиях нестабильный конденсат обычно транспортируется совместно с водными растворами ингибиторов гидратообразования (метанола или гликолей) на установки стабилизации конденсата. Эти примеси могут поступать как с установок подготовки газа (где они используются как абсорбенты и/или ингибиторы гидратов) за счет неполного разделения водной и углеводородной фаз либо непосредственно могут вводиться в конденсатопровод с тем, чтобы обеспечить его безгидратный режим (особенно в зимнее время года). Поэтому в технических требованиях на нестабильный конденсат указывается ограничение сверху на содержание водного раствора ингибитора, так, по ТУ 05751745-02-88 содержание ВМР ограничивается 0,1 об. % (см. табл. 8.9). Установки стабилизации конденсата предназначены для получения стабильного конденсата, деэтанализованного конденсата, ШФЛУ и других продуктов. Например, на Уренгойском заводе по переработке газового конденсата вырабатывают деэтанализованный конденсат, который поступает в конденсатопровод Уренгой – Сургут в целях его дальнейшей переработки на Сургутском заводе. Специально на этот продукт разработаны технические условия по СТП 05751745-67-92 (табл. 8.10). Кроме того, по северным продуктопроводам в целях уменьшения вязкости и температуры застывания перекачиваются смеси нефти с деэтанализованным конденсатом. На смесь нефтегазоконденсатную деэтанализованную, получаемую в результате смешивания конденсата газового деэтанализованного (выпускаемого Уренгойским заводом переработки газового конденсата) и уренгойской товарной нефти, разработаны ТУ 51-05751745-01-94. В настоящее время они заменены на ТУ 51-05751745-09-97 (табл. 8.11). Содержание нефти в смеси не должно превышать 25 об. %.

Стабильный газовый конденсат, применяемый как сырье на газоперерабатывающих заводах, должен отвечать отраслевому стандарту ОСТ 51.65-80 с изменениями (от 18.11.86 г. за № 818177/01 и от 04.09.91 г. за № 818177/02 с датой введения с 01.01.92 г. и сроком действия до 01.01.97 г. – в последние годы сроки действия обычно не указываются). Устанавливаются две группы конденсата в зависимости от содержания примесей: группа I – для установок стабилизации конденсата, группа II – для промыслов.

В соответствии с этим стандартом стабильный конденсат определяется

ТАБЛИЦА 8.10

Технические требования на деэтанализованный конденсат, закачиваемый в конденсатопровод Уренгой – Сургут, по СТП 05751745-67-92 (взамен ТУ 51-452-89)

Но- мер п/п	Показатель	Норма
1	Содержание метана и этана, мас. %, не более	0,8
2	Содержание механических примесей, мас. %, не более	0,05
3	Концентрация хлористых солей, мг/дм ³ , не более	100
4	Содержание воды, мас. %, не более	0,1
5	Плотность, кг/м ³	Не нормируется, определение обязательно

Примечания: 1. Допускается превышение нормы по показателю п. 1. 2. Массовый процент попутной нефти не нормируется (метод испытания по РД 015900-96-87). Сравни с техническими требованиями на смесь нефтегазоконденсатную (см. табл. 8.11).

ТАБЛИЦА 8.11

**Технические требования на конденсат газовый стабильный, компаундированный нефтью
ТУ 51-05751745-09-97**

Но- мер п/п	Показатель	Норма
1	Давление насыщенных паров, кПа (мм рт. ст.), не более	66,7 (500)
2	Компонентный состав (C ₁ -C ₃), мас. %	Не нормируется
3	Содержание механических примесей, мас. %, не более	0,05
4	Концентрация хлористых солей, мг/дм ³ , не более	100
5	Содержание воды, мас. %, не более	0,5
6	Концентрация серы, мас. %, не более	Не нормируется
7	Содержание нефти в смеси, мас. %, не более	25
8	Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется, определение обязательно

Примечания: 1. Поставщик (ПО "Уренгойгазпром") определяет показатель п. 2 (компонентный состав) только для дестанизованного конденсата (на Уренгойском ЗПК), определение этого показателя для нефтегазоконденсатной смеси поставщиком не предусматривается. 2. Показатель п. 6 (концентрация серы) определяется только для товарной нефти.

как смесь углеводородов метанового, нафтенового и ароматического рядов, удовлетворяющая требованиям по ряду физико-химических показателей (табл. 8.12).

Основной показатель качества стабильного углеводородного конденсата – упругость насыщенных паров (определяется по ГОСТ 1756–52). Этот показатель главным образом характеризует наличие в нем легких углеводородов (C₁-C₄). По сравнению с первоначальными техническими условиями по ОСТ 51.65–80 требования на значение давления насыщенных паров согласно изменению № 2 ужесточены и составляют 500 мм рт. ст. независимо от группы конденсата и времени года. Исключение предоставлено только для конденсата Сосногорского ГПЗ в зимний период (с 1 октября по 31 марта), для которого допускается давление насыщенных паров не более 93,3 кПа

ТАБЛИЦА 8.12

**Технические требования к качеству стабильного газового конденсата (по ОСТ 51.65–80)
с изменениями № 818177/01 от 18.11.86 г. и № 818177/02 от 04.09.91 г. и № 3–96 –
срок действия до 01.01.2002 г.**

Но- мер п/п	Показатель	Норма для стабильного конденсата	
		Группа I	Группа II
1	Давление насыщенных паров, кПа (мм рт. ст.)	66,7 (500)	66,7 (500)
2	Содержание воды, мас. %, не более	0,1	0,5
3	Содержание механических примесей, мас. %, не более	0,005	0,05
4	Концентрация хлористых солей, мг/дм, не более	10	100
5	Содержание общей серы, мас. %	Не нормируется. Определяется по требованию потребителя	
6	Содержание сероводорода, мас. %	Определяют для сернистого конденсата	
7	Плотность при 20 °С, кг/дм ³	Не нормируется, однако определение обязательно	

Примечание. Массовое содержание сероводорода в конденсате установлено не более 0,03 %, но до 01.01.95 г. показатель не являлся браковочным. Технология сбора, хранения и транспортирования стабильного газового конденсата должна обеспечить условия, при которых концентрация сероводорода в воздухе рабочей зоны не должна превышать ПДК = 3 мг/м³ по ГОСТ 12.1.005–88.

(700 мм рт. ст.). Таким образом, упругость пара стабильного конденсата должна быть такова, чтобы при нормальном атмосферном давлении обеспечивалось его хранение в жидком состоянии до температуры 38–40 °С.

Содержание воды в стабильном конденсате, равное 0,1–0,5 мас. % (определяется по ГОСТ 2477–65), допускается в пределах меньших, чем для сырой нефти (0,5–1 %). При этом содержание метанола не нормируется, хотя в отдельных случаях этот показатель может быть очень важен: он определяется и нормируется по согласованию с потребителем. Содержание общей серы и сероводорода также определяется по требованию потребителя (ГОСТ 19121–73 и ГОСТ 17323–71 соответственно). Содержание хлористых солей определяется по ГОСТ 21534–76 (раздел 1), механических примесей – по ГОСТ 6370–83, а такая практически важная характеристика, как плотность стабильного конденсата, – по ГОСТ 3900–85.

Кроме того, для оценки потребительских качеств стабильного конденсата (например, в целях его дальнейшей переработки) по согласованию с заказчиком могут определяться дополнительно следующие показатели: цвет, фракционный состав, количественное содержание сернистых соединений, парафина, ароматических углеводородов, гликолей и метанола, температура застывания и другие физико-химические параметры. Все указанные параметры определяются стандартными методами, используемыми при анализе нефти и нефтепродуктов (см. следующий параграф). Это замечание прежде всего относится к товарному стабильному конденсату, поставляемому на экспорт. В данном случае специального нормативно-технического документа не имеется и физико-химические показатели углеводородного продукта определяются условиями соответствующего контракта. В дополнение к ОСТ 51.65–80 (группа I) в соглашениях на экспортную поставку обычно дополнительно нормируются плотность конденсата и его фракционный состав, а также могут быть установлены более жесткие требования на содержание хлористых солей.

ШИРОКАЯ ФРАКЦИЯ ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ

ШФЛУ производится предприятиями как газовой, так и нефтяной промышленности и представляет собой деэтанализованную газовую смесь легких парафиновых углеводородов. Основное требование к качеству ШФЛУ – свести к возможному минимуму содержание метана и этана в целях уменьшения упругости паров ШФЛУ и тем самым сокращения ее потерь при транспортировании и хранении, тогда как содержание углеводородов C_5 и $C_{6+В}$ регламентируется в ШФЛУ с учетом особенностей дальнейшей переработки.

В настоящее время разработаны и действуют технические требования по ТУ 38.101524–83, которые распространяются на широкую фракцию легких углеводородов нефтестабилизированных установок, установок комплексной подготовки нефти и блоков стабилизации нефтеперерабатывающих предприятий, а также на широкую фракцию легких углеводородов газоперерабатывающих предприятий. ШФЛУ применяется в качестве сырья газодифракционирующих установок, нефте-, газоперерабатывающих и нефтехимических предприятий.

Установлены три марки ШФЛУ (А, Б, В), отличающиеся по содержанию C_1 – C_2 , C_3 и C_4 – C_5 (табл. 8.13). В этих же технических условиях детально разработаны методы отбора проб ШФЛУ и определения ее состава.

ТАБЛИЦА 8.13

Технические требования на ШФЛУ (по ТУ 38.101524–93 взамен ТУ 38.101524–83)

Но- мер п/п	Показатель	Норма по маркам		
		А	Б	В
1	Углеводородный состав, мас. %:			
	сумма углеводородов C ₁ –C ₂ , не более	3	5	–
	C ₃ , не менее	15	–	–
	сумма углеводородов C ₄ –C ₅ , не менее	45	40	35
	сумма углеводородов C _{6+В}	11	25	50
2	Содержание сероводорода и меркаптановой серы, мас. %, не более	0,025	0,05	0,05
3	Содержание взвешенной воды	Отсутствует		
4	Содержание щелочи	“		
5	Внешний вид	Бесцветная прозрачная жидкость		

П р и м е ч а н и е. Содержание сероводорода не нормируется на установках по подготовке девонской нефти на промыслах.

Следует отметить, что техническими требованиями по ТУ 38.101524–83 не устанавливается содержание метанола и гликолей в ШФЛУ. Кроме того, показатель отсутствия взвешенной воды носит довольно условный характер: взвешенная (капельная) вода может появиться при охлаждении системы в продуктопроводе, поскольку применяемые в настоящее время методы осушки ШФЛУ допускают высокое ее влагосодержание на выходе из ГПЗ – до 0,1 кг/м³. Равновесное влагосодержание ШФЛУ сильно зависит от температуры и составляет примерно 170 г/т при 30 °С и 40 г/т при 0 °С, т.е. капельная вода может выделяться при продвижении ШФЛУ по продуктопроводу. Это и приводит к необходимости предупреждения гидратообразования в ШФЛУ с использованием метанола или гликолей (попутно отметить, что процесс гидратообразования в ШФЛУ возможен при температуре 4–5 °С и ниже). Поэтому на ряде газоперерабатывающих предприятий России дополнительно проводятся анализы ШФЛУ на присутствие воды, гликолей и метанола.

Основное количество ШФЛУ выделяется из пластового газа Уренгойского, Ямбургского и Оренбургского газоконденсатных месторождений. Если

ТАБЛИЦА 8.14

Технические требования на ШФЛУ Оренбургского ГКМ (по ТУ 51-765–77 с изменением № 1)

Показатель	Норма
Состав, мас. %, не более:	
сумма C ₁ и C ₂	2
сумма C ₃	40
сумма C _{5+В}	15
сероводород	0,02
меркаптановая сера	0,90
метанол	0,03
вода	Следы

П р и м е ч а н и е. Содержание метанола в ШФЛУ определяется только у потребителя.

ТАБЛИЦА 8.15

Технические требования на ШФЛУ Уренгойского завода по переработке газового конденсата (согласно технологическому регламенту установки стабилизации конденсата)

Но- мер п/п	Показатель	Норма
1	Углеводородный состав, мас. %:	
	сумма углеводородов C ₁ –C ₂ , не более	2,5
	пропан, не менее	15
	сумма углеводородов C ₄ –C ₅ , не менее	45
	сумма углеводородов C _{6+В} , не более	35
2	Содержание сероводорода и меркаптановой серы, мас. %, не более	0,05
	В том числе сероводорода, не более	0,003

П р и м е ч а н и е. Взвешенная (эмульсионная) вода и щелочь должны отсутствовать. Внешний вид ШФЛУ – бесцветная прозрачная жидкость.

в продукции северных месторождений сероводород и серосодержащие соединения практически отсутствуют, то в пластовом газе Оренбургского ГКМ имеется значительное количество сероводорода (до нескольких об. %). Поэтому с учетом реальных технологических возможностей в ПО Оренбурггаззавод разработаны технические требования на ШФЛУ (ТУ 51.765–77 с изменениями, табл. 8.14), в частности, с несколько большими допусками на сернистые соединения, чем по ТУ 38.101524–83, разработанными в нефтяной отрасли. Согласно ТУ 51.765–77, для предупреждения гидратообразования в трубопроводе при транспорте ШФЛУ в продукт может добавляться концентрированный метанол, но в количестве не более 0,03 мас. %.

В то же время на Уренгойском заводе по переработке газового конденсата установлены “свои” требования к показателям качества ШФЛУ (табл. 8.15). Сравнивая данные (см. табл. 8.13–8.15), видим довольно существенные различия в углеводородном составе ШФЛУ по разным маркам и ТУ. Таким образом, в дальнейшем предстоит определенная работа по совершенствованию стандартизации ШФЛУ. Сейчас же следует ориентироваться главным образом на ТУ 38.101524–93.

СЖИЖЕННЫЕ ГАЗЫ

Сжиженные углеводородные газы, поставляемые в качестве топлива, регламентируются рядом документов, устанавливающих:

технические условия на газы сжиженные топливные, предназначенные для коммунально-бытового потребления и промышленных целей (ГОСТ 20448–90);

технические условия на газы углеводородные сжиженные, поставляемые на экспорт (ГОСТ 21443–75Э);

технические условия на газы углеводородные сжиженные для автомобильного транспорта (ГОСТ 27578–87).

Наличие трех основных нормативных документов связано с разным назначением сжиженных газов и вытекающими отсюда различиями в технических требованиях.

Согласно ГОСТ 20448–90 регламентируются следующие марки сжиженных углеводородных газов в зависимости от содержания основного компонента: пропан технический (ПТ); смесь пропана и бутана технических (СПБТ); бутан технический (БТ). ГОСТ 20448–90 рекомендует применение той или иной марки сжиженного газа для коммунально-бытового потребления в зависимости от системы газоснабжения, макроклиматического района (по ГОСТ 16350) и периода (летнего или зимнего). Требования к маркам сжиженного газа представлены в табл. 8.16.

ГОСТ 21443–75Э распространяется на сжиженные углеводородные газы, поставляемые на экспорт (технический пропан, технический бутан и их смесь). Основные физико-химические показатели сжиженных природных газов этого стандарта представлены в табл. 8.17. Важная особенность ГОСТ 21443–75Э – наличие очень жесткого показателя на содержание метанола – 0,005 мас. % (введен изменением № 5 к этому стандарту). Несоблюдение показателя по содержанию метанола при поставках сжиженных газов на экспорт влечет за собой серьезные штрафные санкции. Аналогичный показатель может быть введен и в технические условия на ШФЛУ, а также на углеводородные фракции (поставляемые на экспорт). Соответствующие НТД находятся в стадии разработки.

ТАБЛИЦА 8.16

Физико-химические показатели сжиженных газов по ГОСТ 20448–90

Но- мер п/п	Показатель	Норма для марки		
		ПТ	СПБТ	БТ
1	Доля компонентов, мас. %: метан, этан, этилен (в сумме) пропан, пропилен (в сумме), не менее бутаны и бутилены (в сумме), не менее	Не нормируется 75 Не нор- мируется	Не нормируется – 60	– 60
2	то же, не более	–	60	–
3	Объемная доля жидкого остатка, %, не более	0,7	1,6	1,8
3	Давление насыщенных паров (избыточное), МПа:			
	при температуре 45 °С, не более	1,6	1,6	1,6
	при температуре –20 °С, не менее	0,16	–	–
4	Доля сероводорода и меркаптановой серы, мас. %, не более	0,013	0,013	0,013
5	В том числе сероводорода, не более	0,003	0,003	0,003
	Содержание свободной воды и щелочи	–	Не допуска- ется	–

Пр и м е ч а н и е. По согласованию с потребителем для сжиженного газа марки СПБТ допускается доля пропана и пропилена (в сумме) не менее 60 мас. %.

ТАБЛИЦА 8.17

Технические условия на сжиженные газы, поставляемые на экспорт
(по ГОСТ 21443–75 с изменениями № 1–6)

Но- мер п/п	Показатель	Норма для		
		пропана техничес- кого	бутана техничес- кого	смеси пропана- бутана техни- ческого
1	Углеводородный состав, мас. %: метан+этан, не более пропан, не более то же, не менее бутаны (в сумме), не более то же, не менее В том числе: н-бутан, не менее изобутан, не более непредельные углеводороды, не более	2 1 95 5 – – – – 2	– – – – 98 96 2 Отсутствие	4 – 40 60 – – – 2
2	Жидкий остаток (включая C ₅₊) при 20 °С, об. %, не более	Отсутствие	2	2
3	Давление насыщенных паров при 45 °С, МПа, не более	1,6	1,6	1,6
4	Содержание общей серы для неодо- рированного газа, мас. %	0,01	0,005	0,01
5	Содержание метанола, мас. %, не более	0,005	0,005	0,005

Пр и м е ч а н и я: 1. Не допускается содержание свободной воды, щелочи, выдерживает испытание на медную пластинку (для неодо-рированного газа). Кроме того, допускается по согласованию с потребителем изменение соотношения содержания пропана и бутана в сме-си. Одоризация сжиженного углеводородного газа проводится по согласованию с потреби-лем. 2. В настоящее время является Межгосударственным стандартом стран СНГ в соответ-ствии с изменением № 6, принятым Межгосударственным советом, по стандартизации, метрологии и сертификации (протокол № 8 от 12.10.95, см. ИУС, № 6, 1996).

ГОСТ 27578–87 распространяется на углеводородные сжиженные газы, предназначенные в качестве моторного топлива для автомобильного транс-порта. Установлены две марки этого моторного топлива:

ТАБЛИЦА 8.18

**Технические требования на сжиженные углеводородные газы, применяемые
как моторное топливо**

Но- мер п/п	Показатель	Норма	
		марка ПА	марка ПБА
1	Состав, мас. %: сумма метана и этана пропан сумма углеводородов C _{4+в} сумма непредельных углеводородов	Не нормируется	Не нормируется
		90±10	50±10
2	Жидкий остаток при температуре 40 °С, об. %	6	6
		Отсутствует	
3	Давление насыщенных паров, избыточное, МПа, при температуре, °С: 45 не более -20 не менее -40 не менее	–	1,6
		–	0,07
		0,07	–
4	Содержание сернистых соединений, мас. %, не более В том числе сероводорода, не более	0,01	0,01
		0,003	0,003

ПА – пропан автомобильный;

ПБА – пропан-бутан автомобильный.

Марка ПБА применяется в климатических зонах при температуре окружающего воздуха не ниже –20 °С, тогда как рекомендуемый интервал применения марки ПБ от –25 до –35 °С (но допускается ее применение до температуры 10 °С). Технические требования на эти марки представлены в табл. 8.18.

УГЛЕВОДОРОДНЫЕ ФРАКЦИИ И ЖИДКИЕ УГЛЕВОДОРОДЫ

Разработан ряд ТУ на углеводородные фракции и вырабатываемые из этих фракций чистые жидкие углеводороды.

Технические условия по ТУ 38.101489–79 распространяются на фракцию этановую, вырабатываемую на газофракционирующих установках газоперерабатывающих, нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий. Фракция этановая применяется в качестве хладагента, сырья для пиролиза, в производстве бутиловых спиртов и т.д. Фракция этановая представляет собой этан в качестве основного компонента с примесями других углеводородов. Техническими условиями устанавливаются три марки: высшая, А, Б. Технические требования на фракцию этановую представлены в табл. 8.19. Состав фракции определяют хроматографически. Фракция этановая транспортируется по трубопроводу.

Технические условия по ТУ 51-03-09–87 распространялись на опытную

ТАБЛИЦА 8.19

Технические требования на этановую фракцию по ТУ 38.101489–79

Состав, мас. %	Норма по маркам		
	Высшая	А	Б
Метан, не более	2	2	20
Этан, не менее	96	95	60
Пропан, не более	2	3	Не нормируется
Сумма C _{4+в}	Не нормируется	Не нормируется	2
Диоксид углерода	0,01	0,01	Не нормируется
Сероводород	0,002	0,002	0,002

партию этана сжиженного чистого, полученную на Опытном заводе ВНИИ-ГАЗа (табл. 8.20). В сжиженном этане должны отсутствовать водород, диоксид углерода, этилен, сероводород. Однако допускается содержание воды в количестве не более 15 ppm. В качестве исходного сырья для получения этана сжиженного может использоваться как непосредственно природный газ, так и этановая фракция по ТУ 38.101489–79.

Технические условия по ТУ 38.101490–89 распространяются на пропановую фракцию, вырабатываемую на установках газоразделения нефтехимических, нефте- и газоперерабатывающих предприятий. Устанавливаются две марки А и Б.

Пропановая фракция марки А применяется в качестве модификатора процесса полимеризации в производстве полиэтилена высокого давления, растворителя в процессе деасфальтизации масел и хладагента, марка Б – как пиролизное сырье. Из пропановой фракции марки А методом низкотемпературной ректификации получают сжиженный пропан (по ТУ 51-882–90). Технические требования на фракцию пропановую представлены в табл. 8.21.

Свободная вода и щелочь должны отсутствовать. Фракция пропановая транспортируется в цистернах и по трубопроводам.

Технические условия по ТУ 38.101497–79 распространяются на фракцию нормального бутана, вырабатываемую на центральных газодифракционирующих установках и газодифракционирующих установках нефтехимических, нефте- и газоперерабатывающих предприятий. Фракция нормального бутана представляет собой бутан с примесями небольших количеств сопутствующих углеводородов. Эта фракция применяется в качестве сырья для получения бутадиена в производстве синтетического каучука, а также для пиролиза и т.д. Установлены четыре марки: высшая и А, Б, В. Из фракции нормального бутана марки А методом низкотемпературной ректификации получают бутан нормальный сжиженный (по ТУ 51-946–90). Технические требования на фракцию бутановую представлены в табл. 8.22.

Свободная вода и щелочь должны отсутствовать. Транспортируется бутановая фракция в автомобильных и железнодорожных цистернах или по трубопроводу.

Фракция изобутановая по ТУ 38.101492–79 применяется в качестве сырья для процессов дегидрирования в производстве синтетического каучука, сернокислотного алкилирования изобутана олефинами и для других целей. Установлены четыре марки: высшая, А, Б, В. Из фракции изобутановой марки А получают методом низкотемпературной ректификации изобутан сжиженный (по ТУ 51-945–90). Технические требования на фракцию изобутановую представлены в табл. 8.23.

ТАБЛИЦА 8.20

Технические требования на сжиженный этан по ТУ 51-03-09–87

Состав, мас. %	Норма
Этан, не менее	99,5
Метан, не более	0,1
Сумма кислорода и азота, не более	0,15
Сумма углеводородов C _{3+в} , не более	0,25

ТАБЛИЦА 8.21

Технические требования на фракцию пропановую по ТУ 38.101490–89

Состав, мас. %	Норма по маркам	
	А	Б
Сумма углеводородов C ₁ и C ₂ , не более	2	4
Сумма углеводородов C ₃ , не менее	96	90
В том числе пропилена, не более	0,2	10
Сумма углеводородов C ₄ , не более	3	10
Сумма углеводородов C _{5+в} , не более	Отсутствуют	1
Сероводород	0,003	0,003

ТАБЛИЦА 8.22

Технические требования на фракцию бутановую по ТУ 38.101497–79

Состав, мас. %	Норма по маркам			
	Высшая	А	Б	В
Пропан, не более	0,3	0,5	1	1
Изобутан, не более	0,9	1,5	4	Не нормируется
Сумма бутенов, не более	0,5	1	1	
Нормальный бутан, не менее	98,6	97,5	94	88
Сумма углеводородов C _{5+в} , не более	0,4	0,6	2,5	5
Сероводород (и меркаптановая сера)	0,005	0,005	0,01	0,01

ТАБЛИЦА 8.23

Технические требования на фракцию изобутановую по ТУ 38.101492–79

Состав, мас. %	Норма по маркам			
	Высшая	А	Б	В
Пропан, не более	1,3	1,5	4,5	8
Изобутан, не менее	98	97	90	70
Сумма бутенов, не более	0,5	0,5	0,5	Не нормируется То же
Нормальный бутан, не более	0,7	2,0	6,0	
Сумма углеводородов C _{5+в}	Отсутствие			
Сероводород (и меркаптановая сера)	0,005	0,005	0,005	0,01

Примечание. Содержание суммы углеводородов C₁–C₂ не нормируется по всем маркам. Свободная вода и щелочь должны отсутствовать. Транспортируется в цистернах или по трубопроводу.

Для сжиженных пропана (по ТУ 51-882–90), бутана (по ТУ 51-946–90), изобутана (по ТУ 51-945–90) регламентируется содержание основного компонента не менее 99,75 об. % (для пропана – 99,8 об. %), сумма других углеводородов C₃–C₄ не более 0,25 об. % (для пропана сумма C₄ не более 0,15 об. %). Сероводород и меркаптановая сера не должны присутствовать в количествах, больших 0,005 об. %. Свободная вода должна отсутствовать. Кроме того, для пропана сжиженного регламентируется содержание суммы компонентов азот+метан+этан не более 0,05 об. %.

Сжиженные смеси пропана и бутанов используются как пропелленты и как газовое топливо для зажигалок. Рассмотрим технические требования на эти виды сжиженных углеводородных смесей. Так, ТУ 39.892–83 (взамен ТУ 6-15-06-225–83) распространяются на пропеллент углеводородный, представляющий собой смесь пропана и бутанов, применяемую в качестве пропеллента или составляющую пропеллента. Технические требования на пропеллент (марок А, Б, В) представлены в табл. 8.24.

Назначение пропеллента углеводородного – использование при выпуске ряда товаров народного потребления в аэрозольной упаковке: парфюмерно-косметические, автокосметика, инсектициды, чистящие вещества и т.д. Ранее в качестве пропеллентов использовались главным образом смеси хладонов (например, применялся пропеллент марки УФ-1А, выпускаемый по ТУ 6-15-626–88). В настоящее время постепенно происходит замещение использования фреонов на другие реагенты в связи с тем, что некоторые фреоны, как полагают, активно участвуют в разрушении озонового слоя атмосферы Земли.

Технические условия по ТУ 51-291–86 распространяются на топливо для газовых зажигалок, представляющее собой смесь сжиженных углеводородных газов – пропана и бутанов. Топливо применяется при температурах

ТАБЛИЦА 8.24

Технические требования на пропеллент углеводородный

Показатель	Норма по маркам		
	А	Б	В
Избыточное давление насыщенных паров при 90 °С, МПа	0,25±0,02	0,33±0,02	0,4±0,02
Состав, мас. %:			
этан, не более	0,5	0,5	0,5
пропан-бутан, изобутан, не менее	99	99	99
пентаны, не более	0,5	0,5	0,5
Меркаптановая сера и сероводород, мас. %	0,0005	0,0005	0,0005
Нелетучие вещества, мас. %	0,021	0,021	0,021
Вода, мас. %	0,01	0,01	0,01
Запах	Соответствует по запаху образцу-эталону		

от -10 до 55 °С. Для его изготовления может быть использована пропановая и изобутановая фракция марки А или высшая по ТУ 38.101490–79 и ТУ 38.101492–79. Допускается также изготовление топлива на основе сжиженных углеводородов: пропана по ТУ 51-882–90 и изобутана по ТУ 51-945–90. Однако изготовление топлива на основе одорированных углеводородов или фракций не допускается. Основные физико-химические показатели топлива для зажигалок: содержание компонентов (сумма метана и этана) – не более 0,5 мас. %; пропана не менее 2 мас. %, но не более 5 мас. %; изобутана не менее 90 мас. %, но не более 97,9 мас. %; н-бутана не более 6 мас. %; сумма пропилена и бутиленов не более 0,7 мас. %; сумма пентанов не более 0,5 мас. %; давление насыщенных паров избыточное, не более 0,8 МПа при 55 °С; содержание сероводорода и меркаптановой серы не более 0,005 мас. % в перерасчете на серу; масляное число 15 (по условной оценке наличия следов масла в остатке топлива, после испарения пробы топлива); должны отсутствовать свободная вода и механические примеси.

Разработан и действует также ряд ТУ на углеводородные фракции, содержащие пентановые углеводороды. Эти фракции могут транспортироваться как по трубопроводам, так и железнодорожным транспортом в цистернах, предназначенных для перевозки сжиженных газов.

Так, фракция нормального пентана по ТУ 38.101493–79 применяется в качестве сырья для процесса изомеризации в производстве синтетического каучука. Установлены две марки: высшая и А. Технические требования на фракцию нормального пентана представлены в табл. 8.25. Фракция изопентановая по ТУ 38.101494–79 применяется в качестве сырья для производства синтетического каучука и как высокооктановый компонент автомобильного и авиационного бензинов. Установлены две марки: А и Б. Технические требования на фракцию изопентановую представлены в табл. 8.26.

ТУ 38.101495–79 распространяется на фракцию пропан-бутан-пентановую (головки стабилизации и конденсат газов прямой перегонки нефти). Допускается вовлечение рефлюксов каталитического риформинга. Фракция пропан-бутан-пентановая представляет собой смесь пропана, изо- и нормального бутанов и легких бензиновых фракций. Используется эта фракция как сырье для пиролиза. Установлены две марки: А и Б. Технические требования на фракцию пропан-бутан-пентановую представлены в табл. 8.27.

ТУ 51-480–90 распространяются на фракцию пентан-гексановую (ФПГ), предназначенную для экспорта. Технические требования на ФПГ представлены в табл. 8.28.

ТАБЛИЦА 8.25
Технические требования на фракцию
н-пентана по ТУ 38.101493–79

Состав, мас. %	Норма по маркам	
	Высшая	А
Сумма углеводородов C ₄ , не более	0,2	1
Нормальный пентан, не менее	96,5	93,5
Изопентан	Не нормируется	
Сумма циклопентанов и углеводородов C _{6+в} , не более	3,0	4,5
В том числе сумма углеводородов C _{6+в} , не более	1,5	2
Сумма непредельных углеводородов, не более	0,3	0,5
Сернистые соединения	0,01	0,01
Свободная вода и щелочь	Отсутствие	
Механические примеси	“	

ТАБЛИЦА 8.26
Технические требования на фракцию
изопентановую по ТУ 38.101494–79

Состав, мас. %	Норма по маркам	
	А	Б
Сумма углеводородов C ₂ –C ₄ , не более	1,5	6
Изопентан, не менее	97,5	80
Нормальный пентан, не более	2,5	18
Сумма углеводородов C _{5+в} , не более	0,3	1
Сумма непредельных углеводородов, не более	0,5	1
Сернистые соединения в пересчете на серу, не более	0,003	0,01
Свободная вода и щелочь	Отсутствие	
Механические примеси	“	

ТАБЛИЦА 8.27
Технические требования на фракцию пропан-бутан-пентановую
по ТУ 38.101495–79

Состав, мас. %	Норма по маркам	
	А	Б
Изобутан, не более	10	12
Сумма углеводородов C _{5+в} , не более	25	50
Сумма непредельных углеводородов C ₂ –C ₄ , не более	2	10
Сероводород, не более	0,002	0,002
Свободная вода и щелочь	Отсутствие	

ТАБЛИЦА 8.28
Технические требования на фракцию пентан-гексановую по ТУ 51-480–90

Показатель	Значения
Плотность при 20 °С, кг/м ³ , не более	725
Фракционный состав: температура, °С:	
начала кипения, не ниже	35
перегонки 10 об. %, не выше	65
перегонки 50 об. %, не выше	95
перегонки 90 об. %, не выше	125
конца кипения, не выше	160
остаток в колбе, %, не более	2
Давление насыщенных паров, мм рт. ст., не более	600
Кислотность, мг КОН на 1 см ³ фракции, не более	1
Концентрация фактических смол, мг на 100 см ³ фракции, не более	10
Содержание серы, мас. %, не более	0,02
Содержание меркаптановой серы, мас. %, не более	0,002
Испытание на медной пластинке	Выдерживает
Содержание свинца, мг на 1 кг фракции, не более	0,05
Углеводородный состав, мас. %, не более:	
ароматические углеводороды	10
нафтеновые углеводороды	48
При наличии по согласованию с заказчиком допустимы изменения по фракционному и углеводородному составу.	

БЕНЗИНОВЫЕ И ДИЗЕЛЬНЫЕ ФРАКЦИИ И ТОПЛИВА

Из газовых конденсатов вырабатывают бензиновые и дизельные фракции, газоконденсатные бензины и дизельные топлива. Детально разработаны технические условия и на топливо этих видов.

Прежде всего рассмотрим ТУ на бензиновые фракции газоконденсатные и бензины газоконденсатные. Технические требования по ТУ 51-275-91 распространяются на фракцию газоконденсатную бензиновую, вырабатываемую из газовых конденсатов газоконденсатных месторождений северных районов России (разработаны в ПО Норильскгазпром). Фракция применяется как компонент товарных автобензинов. Установлены нормы и требования на 13 основных физико-химических показателей: октановое число (не менее 75 по моторному методу); фракционный состав (10 % перегоняется при температуре не выше 90 °С; 50 % перегоняется при температуре не выше 110 °С; 90 % перегоняется при температуре не выше 130 °С, конец кипения не выше 160 °С, остаток в колбе не более 1,5 %); давление насыщенных паров не более 93,325 кПа, или 700 мм рт. ст.; фактическая концентрация смол не более 3 мг на 100 см³ фракции; мас. % серы не более 0,1 %, при этом выдерживает испытание на медной пластинке (по ГОСТ 6321-69); должны отсутствовать вода, водорастворимые кислоты и щелочи, механические примеси; фракция бесцветная, ее плотность не нормируется (однако определение плотности обязательно); кислотность (не более 1 мг КОН на 100 см³ фракции); индукционный период на месте производства фракции (не менее 900 мин).

Технические требования по ТУ 5112-06-05751745-96 на бензин стабильный газовый (фракция) разработаны применительно к условиям ПО Уренгойгазпром. Бензин стабильный газовый (фракция) является сырьем для дальнейшей переработки с целью получения высокооктановых моторных топлив (поэтому нормируемая нижняя граница октанового числа по моторному методу составляет 62).

Технические требования по ТУ 51-03-11-88 на фракцию газоконденсатную бензиновую представлены в табл. 8.29.

Технические условия по ТУ 39-1340-89 распространяются на стабильный газовый бензин, полученный путем переработки нефтяного газа, газового конденсата и ШФЛУ, получаемых на газоперерабатывающих предприятиях. Данный продукт является в основном смесью предельных углеводородов C₃-C_{6+в} и применяется в качестве пиролизного сырья нефтехимических производств, сырья газофракционирующих установок, а также для компаундирования автомобильного бензина.

Установлен бензин двух марок: легкий (БЛ) и тяжелый (БТ) (табл. 8.30). Данный продукт должен выдерживать испытание на медной пластинке, не содержать воды и механических примесей, быть прозрачным, без цвета. Углеводородный состав стабильного бензина данными техническими условиями (ТУ 39-1340-89) не устанавливается.

Кроме того, был разработан ряд ТУ на опытно-промышленные партии бензина, например ТУ 51-03-05-85 для опытной партии бензина Шебелинского ГПЗ; ТУ 51-03-17-89 для опытно-промышленной партии бензина автомобильного газоконденсатного для газоконденсатов ПО Якутгазпром (в последнем случае для повышения октанового числа допускается введение в бензин антидетонационной присадки типа экстралин в количестве не более 1,3 мас. %); ТУ 51-01-12-85 на газовый бензин стабильный, вырабатываемый на Азербайджанском ГПЗ (разумеется, все эти ТУ уже не действуют).

ТАБЛИЦА 8.29

Технические требования по ТУ 51-03-11-88 на фракцию газоконденсатную бензиновую прямогонную (ФГБП) как компонент для автобензинов газоконденсатных прямогонных

Но- мер п/п	Показатель	Нормы ФГБП	
		зимний вид	летний вид
1	Детонационная стойкость, октановое число по моторному методу, не менее	66	66
2	Фракционный состав: температура, °С: начала перегонки, не ниже	Не нормируется	35
	перегонки 10 об. %, не выше	55	70
	перегонки 50 об. %, не выше	110	120
	перегонки 90 об. %, не выше	130	145
	конца кипения, не выше	160	170
	остаток в колбе, %, не более	1,5	1,5
	остаток и потери, %, не более	4	4
3	Давление насыщенных паров бензина, Па (мм рт. ст.) в пределах, не более	66661-93325 (500-700)	66661 (500)
4	Кислотность, мг КОН на 100 см ³ бензина, не более	1	1
5	Концентрация фактических смол, мг на 100 см ³ бензина, не более (на месте производства)	5	5
6	Индукционный период на месте производства бензина, мин, не более	900	900
7	Массовая доля серы, %, не более	0,1	0,1
8	Испытание на медной пластинке	Выдерживает	
9	Водорастворимые кислоты и щелочи	Отсутствие	
10	Механические примеси и вода	“	
11	Цвет	Бесцветный	
12	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется, определяется обязательно	

Примечания: 1. Показатель по п. 12 не нормируется, но определяется для расчета массового расхода. 2. Нормы по показателям пп. 3, 4, 5, 6, 7 изготовитель гарантирует и определяет по требованию потребителя.

ТАБЛИЦА 8.30

Технические требования на бензин по ТУ 39-1340-89

Показатель	Норма по маркам	
	БЛ	БТ
Фракционный состав: температура, °С: начала кипения	25	30
конца кипения	150	185
остаток в колбе, %, не более	1,3	1,5
остаток и потери, %, не более	5	5
Содержание фактических смол, мг/100 мл	5	5
Давление насыщенных паров, гПа, не более	1200	850
Содержание общей серы, мас. %, не более	0,04	0,05

В настоящее время в газовой промышленности основным нормативно-техническим документом, определяющим технические требования на бензин газоконденсатный, являются ТУ 51-499-90. Они распространяются на бензины автомобильные газоконденсатные (АГ), вырабатываемые прямой перегонкой из газовых конденсатов месторождений Западной Сибири, Якутии (и других северных районов России) и применяемые в качестве топлива для карбюраторных автомобильных двигателей. При этом предполагается использование этого топлива непосредственно в районах расположения газо-

ТАБЛИЦА 8.31

Показатели и нормы на бензин автомобильный газоконденсатный по ТУ 51-499-90

Но- мер п/п	Показатель	Нормы для вида	
		летний	зимний
1	Детонационная стойкость: октановое число по моторному методу, не менее	76	76
2	Фракционный состав: температура, °С: начала перегонки, не ниже	35	Не нормируется
	перегонки 10 об. %, не выше	70	55
	перегонки 50 об. %, не выше	115	100
	перегонки 90 об. %, не выше	145	145
	конца кипения, не выше	170	150
	остаток в колбе, %, не более	1	1
	остаток и потери, %, не более	4	4
3	Давление насыщенных паров бензина, Па (мм рт. ст.) в пределах, не более	66661 (500)	66661-93325 (500-700)
4	Кислотность, мг КОН на 100 мл бензина, не более	3	3
5	Концентрация фактических смол, мг на 100 мл бензина, не более (на месте производства)	5	5
6	Индукционный период на месте производства бензина, мин, не более	1200	1200
7	Содержание серы, мас. %, не более	0,10	0,10
8	Испытание на медной пластинке	Выдерживает	
9	Водорастворимые кислоты и щелочи	Отсутствие	
10	Механические примеси и вода	„	
11	Цвет	Бесцветный	
12	Плотность при 20 °С, г/см ³	Определение обязательно, не нормируется	
13*	Содержание экстралина, мас. %, не более	1,3	

Примечания: 1. Показатель по п. 12 не нормируется, но определяется для расчета массового расхода топлива. 2. Введение присадки в обязательном порядке указывается в товарном паспорте бензина АГ. Количественное определение содержания экстралина в бензине осуществляется методом диазотирования (по приложению к данному ТУ). 3. Показатель со звездочкой изготовитель гарантирует и определяет по требованию потребителя.

конденсатных месторождений. Установлены два вида топлива: летний и зимний с октановыми числами (по моторному методу) не менее 76. Для достижения октанового числа, равного 76, допускается использование андидетонационных присадок типа экстралин (монометиланилин технический, по ТУ 6-02-571-90) в количестве не более 1,3 мас. %. Технические требования на бензин газоконденсатный представлены в табл. 8.31.

Из газовых конденсатов посредством прямой перегонки или компаундированием дизельных фракций газоконденсата с товарными дизельными топливами вырабатывают дизельное топливо газоконденсатное широкофракционное трех основных марок: зимнее, арктическое и летнее. Топлива рекомендуются для разных климатических зон. Физико-химические показатели этих топлив представлены в табл. 8.32.

Ряд технических условий разработан и на дизельные фракции, получаемые из газоконденсатов. Так, например, ТУ 51-274-91 распространяются на фракцию газоконденсатную, получаемую прямой перегонкой газовых конденсатов месторождений Севера (применительно к газоконденсатным месторождениям ПО Норильскгазпром). Фракция дизельная должна удовлетворять техническим требованиям (табл. 8.33). Кроме того, фракция газоконденсатная дизельная выдерживает испытание на медной пластинке; вода, водорастворимые кислоты, щелочи и механические примеси должны отсутствовать.

ТАБЛИЦА 8.32

Показатели и нормы на дизтопливо газоконденсатное широкофракционное
(по ТУ 51-28-86. ГПЗ. Зимнее; ТУ 51-03-16-89. ГША. Арктическое;
ТУ 51-125-86. ГПЛ. Летнее)

Но- мер п/п	Показатель	Норма		
		ГПЗ	ГША	ГПЛ
1	Цетановое число, не менее	40	40	42
2	Фракционный состав: температура, °С:			
	начала кипения, не менее	–	–	90
	перегонки 10 об. %, не менее	120	120	120
	перегонки 50 об. %, не выше	260	260	260
	перегонки 96 об. %, не выше	340	340	360
3	Вязкость кинематическая при 20 °С, мм ² /с, не менее	1,45	1,45	2
4	Температура застывания, °С, не выше:			
	для умеренной климатической зоны	–	–55	–15
	для холодной климатической зоны	–25	–	–
5	Температура помутнения, °С, не выше:			
	для умеренной климатической зоны	–	–	5
	для холодной климатической зоны	–25	–	–
		–35	–	–
6*	Содержание серы, мас. %, не более	0,2	0,2	0,2
7*	Содержание меркаптановой серы, мас. %, не более	0,01	0,01	0,01
8*	Содержание сероводорода		Отсутствие	
9*	Испытание на медной пластине		Выдерживает	
10	Наличие водорастворимых кислот		Отсутствие	
11	Содержание воды		Отсутствие	
12	Содержание фактических смол без присадки, мг/100 мл топлива, не более	30	30	40
13*	Содержание механических примесей		Отсутствие	
14*	Коксуемость 10%-ного остатка без присадки, %, не более	0,2	0,2	0,3
15*	Зольность, %, не более	0,01	0,01	0,01
16	Плотность при 20 °С, кг/м ³ , не более	840	840	860
17	Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже	12	15	15

Примечание. Показатели со звездочкой изготовитель гарантирует и определяет по требованию потребителя.

ТАБЛИЦА 8.33

Технические требования на фракцию дизельную по ТУ 51-274-91

Номер п/п	Показатель	Норма
1	Цетановое число	35
2	Фракционный состав: температура, °С:	
	начала кипения, не ниже	110
	перегонки 50 об. %, не выше	250
	перегонки 96 об. %, не выше	330
3	Вязкость кинематическая при 20 °С, мм ² /с, не менее	12
4	Температура застывания, °С, не выше	–55
5	Содержание серы, мас. %, не более	0,2
6	Концентрация фактических смол в топливе, мг/100 см (без присадки)	30
7	Зольность, %, не более	0,01
8	Плотность при 20 °С, кг/м ³	830
9	Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже	30

ЖИДКИЕ НЕФТЯНЫЕ ТОПЛИВА

За пределами нашего внимания остались нормативно-технические документы по жидким нефтяным топливам. Отметим, что номенклатура показателей качества жидких нефтяных топлив регламентируется ГОСТ 4.25–83. Согласно этому стандарту, показатели качества нефтяных топлив делятся на следующие классы:

показатели назначения (прокачиваемость, испаряемость, воспламеняемость, горючесть, склонность к образованию отложений, совместимость с материалами, которые могут контактировать с топливами и др.);

экологические показатели (токсичность, пожароопасность, ПДК);

показатели сохраняемости (стабильность свойств во времени, сроки хранения).

Нефтяные жидкие топлива разделяют по группам:

бензин (авиационный и автомобильный); газотурбинное топливо (реактивное и судовое); дизельное топливо (для быстроходных дизелей, среднеоборотных и малооборотных);

мазут (флотский, топочный, мартеновский); бытовое топливо (печное, керосин).

На топливо всех видов детально разработаны соответствующие нормативно-технические документы, обсуждение которых находится за пределами данного обзора. Укажем только три самых основных: ГОСТ 2084–77 Бензины автомобильные (установлены четыре марки по октановому числу); ГОСТ 305–82 Топливо дизельное (установлены три марки: летнее, зимнее, арктическое); ГОСТ 10585–75 Топливо нефтяное. Мазут (установлены флотские и топочные марки).

8.1.4

КОНТРОЛЬ КАЧЕСТВА ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ПРОДУКТОВ

Контроль качества сжиженных газов и жидких углеводородных продуктов газопереработки проводится посредством определения технологических и потребительских характеристик в целях обеспечения надлежащих условий транспортирования, хранения и использования этих продуктов потребителями.

Контроль качества производится как изготовителями, так и потребителями продукции. Детальная классификация показателей и признаков качества газопереработки представлена в обзоре Г.А. Овчинникова [1]. Здесь же отметим только самые основные параметры. Так, для сжиженных углеводородных смесей весьма важными показателями являются: давление насыщенных паров, плотность, фракционный и углеводородный составы, а также содержание примесей (общей серы, сероводорода, меркаптановой серы, воды, метанола, гликолей, водорастворимых щелочей, кислот, неорганических солей и механических примесей). А для углеводородных топлив (бензин газоконденсатный, дизтопливо газоконденсатное) существенными показателями также являются: октановое или цетановое число, кинематическая вязкость, концентрация фактических смол, температуры вспышки, помутнения и застывания, цвет, запах, содержание присадок и др. Напомним, что технические требования на разнообразные жидкие продукты газопереработки по указанным показателям и признакам были представлены в предыдущем разделе.

Следует отметить, что на промысловых и заводских установках стабилизации углеводородного конденсата, выделения ШФЛУ, получения углеводородных фракций (например, пропановой фракции и др.) и топлив (бензина, дизтоплива) и т.п. помимо указанных показателей, характеризующих качество выпускаемой продукции, одновременно контролируются и основные показатели технологических процессов. Эти показатели вместе со ссылками на стандартизированные методики испытаний представлены в технологических регламентах соответствующих установок, которые периодически пересматриваются и обновляются (не реже чем 1 раз в 5 лет при отсутствии принципиальных изменений в технологии).

В качестве примера приведем несколько схематизированные данные по аналитическому контролю производства на Уренгойском заводе по переработке газового конденсата: по установке стабилизации конденсата (УСК) и установке получения, осушки и очистки пропана (УПП).

Основные показатели аналитического контроля на УСК представлены в табл. 8.34. Как видно из данных таблицы, показатели качества основной продукции этой установки определяются с периодичностью 1 раз в смену.

ТАБЛИЦА 8.34
Аналитический контроль производства на установке стабилизации конденсата на Уренгойском ГКМ

Но- мер п/п	Анализируемый продукт	Показатель	Норма	Частота испытаний
1	Газ сепарации	Содержание $C_{5+в}$	Не нормируется	По требова- нию
2	Выветренный конденсат	Плотность при 20 °С, кг/м ³	То же	То же
3	Отстой воды	Плотность при 20 °С, кг/м ³	“	1 раз в неде- лю
4	Газ на ДКС	Содержание углеводородов, об. % Содержание $C_{5+в}$, мас. %, не более	“ 1,16	То же 1 раз в смену
<i>Вариант работы на стабильный конденсат</i>				
5	ШФЛУ	Компонентный состав, мас. % Содержание метана и этана, мас. %, не более	Не нормируется 1,8	1 раз в смену То же
6	Стабильный кон- денсат (как сырье установки дизель- ного топлива (I) и как товарный конденсат (II) по ОСТ 51.65–80)	Плотность при 20 °С, кг/м ³ Давление насыщенных паров, мм рт. ст.: не более не менее Содержание воды, мас. % Содержание механических примесей, мас. %, не более Плотность при 20 °С, кг/м ³	Не нормируется (I) (II) 500 500 200 – 0,1 0,5 0,005 0,05 Не нормируется	“ “ “ “ “ “
<i>Вариант работы на дегтанизированный конденсат</i>				
7	Газ дегтанизации	Содержание $C_{5+в}$, мас. %, не более	1,16	1 раз в смену
8	Дегтанизирован- ный конденсат	Плотность при 20 °С, кг/м ³ Содержание метана и этана, мас. %, не более Плотность при 20 °С, кг/м ³ Содержание воды, мас. % Содержание механических примесей, мас. % Концентрация хлористых солей, мг/дм, не более	Не нормируется 0,8 Не нормируется 0,05 0,05 100	То же “ “ “ “

Контроль производства на УПП осуществляется следующим образом.

Анализируются сырье и углеводородные продукты (1 раз в неделю при любом варианте работы установки):

сырье ШФЛУ (компонентный состав и содержание воды); флегма на орошение (компонентный состав и плотность);

газ отдувки на факел и собственные нужды (компонентный состав и плотность);

газ отдувки с верха флегмовой емкости на собственные нужды (компонентный состав и плотность).

Кроме того, при варианте работы УПП на производство пропановой фракции анализируются (также 1 раз в смену):

депропанализованный конденсат (остаток ректификационной колонны) – на содержание углеводородов C_1 – C_6 и плотность;

пропановая фракция, выпускаемая по ГОСТ 20448–90 – на содержание углеводородов C_1 – C_6 , воды, щелочи и плотность;

пропан-бутановая смесь – на содержание углеводородов C_1 – C_6 и плотность;

пропановая фракция по ГОСТ 21443–75 – на компонентный состав, объемную долю жидкого остатка, содержание свободной воды, метанола (последнего не более 0,005 мас. %), а также плотность.

При варианте работы УПП на дебутанизированный конденсат:

дебутанизированный конденсат – на компонентный состав, фракционный состав, давление насыщенных паров, плотность;

пропан-бутановая фракция – на компонентный состав, содержание объемной доли жидкого остатка и плотность.

Контроль качества жидких углеводородных продуктов переработки природного и нефтяного газов производится по методам испытаний, установленным соответствующими нормативно-техническими документами, к обсуждению которых мы и приступаем. При этом ограничиваемся только основными стандартами и практически не затрагиваем большого числа методов испытаний, главным образом разработанных применительно к нефтяным топливам (см., например, Сборник стандартов по методам испытаний нефтепродуктов).

Для проведения соответствующих анализов и испытаний прежде всего необходимо квалификационно отбирать представительные пробы жидких углеводородных продуктов. С этой целью рекомендуется использовать стандартизированные методики отбора проб как для сжиженных углеводородных газов, так и для жидких нефтепродуктов.

Стандарт по ГОСТ 14921–78 распространяется на методы отбора проб сжиженных углеводородных газов, находящихся под избыточным давлением собственных паров (например, к пробе ШФЛУ). Пробы отбираются из стационарных емкостей, цистерн, баллонов, а также посредством перекачки газов в герметичный металлический пробоотборник. Рекомендуется использовать пробоотборники типов ПУ и ПГО, изготовленные из стали марки 12Х18Н ЮТ и рассчитанные на давление 4,9 МПа (например, ПУ-50, ПУ-400, ПГО-400). Цель отбора проб – последующее определение как микропримесей (например, общей серы, сероводорода, влаги и т.п.), так и углеводородного состава смеси и т.д. ГОСТ 14921–78 детально регламентирует собственно методику отбора пробы. Суть этой методики (на примере отбора проб в пробоотборник типа ПУ) сводится к следующим основным операциям: открывают запорную арматуру на пробоотборном устройстве и продувают пробоотборник отбираемым продуктом; после появления равномерной струи

жидкости закрывают последовательно выпускную, впускную запирающие втулки и запорную арматуру пробоотборного устройства; отсоединяют пробоотборник, наворачивают на оба штуцера запирающих втулок заглушки и, наконец, открывают на один оборот поочередно запирающие втулки на несколько секунд для создания в корпусе газовой подушки. Имеется особенность отбора проб из действующего продуктопровода: отбор пробы сжиженного газа осуществляют из вертикального участка трубопровода периодически, но не реже чем через каждые 500 м³ перекачиваемого продукта.

Установлен также стандарт (ГОСТ 2517–85) на методы отбора проб нефти и нефтепродуктов из резервуаров, подземных хранилищ, судов, цистерн, трубопроводов, бочек и других средств хранения и транспортирования. Этот стандарт распространяется и на отбор проб жидких продуктов газопереработки, находящихся при атмосферном давлении.

Плотность сжиженных углеводородов определяется экспериментальным методом по ГОСТ 3900–85 или же по НТД Уренгойгазпрома “Методика определения плотности деэтанованного конденсата весовым методом”.

ГОСТ 3900–85 устанавливается стандарт на методы определения плотности нефти и нефтепродуктов с помощью ареометра для нефти и пикнометра. Сущность метода определения плотности ареометром заключается в его погружении в испытуемый продукт, снятии показания по шкале ареометра при температуре определения и пересчете результатов на плотность при температуре 20 °С (пересчет осуществляется по подробной таблице, представленной в приложении к этому стандарту). Метод определения плотности пикнометром основан на определении относительной плотности, т.е. отношения массы испытуемого продукта к массе воды, взятой в том же объеме и при той же температуре t .

В то же время ГОСТ 28656–90 устанавливает расчетный метод определения плотности сжиженных углеводородных газов, содержащих углеводороды 02–06. Плотность при заданной температуре вычисляется по компонентному составу (определенному хроматографическим методом) и известным плотностям индивидуальных углеводородов, входящих в состав сжиженных газов.

Для вычисления плотности (в кг/м³) используется следующая приближенная формула:

$$\rho = 100 / \left(\sum_{i=1}^N x_i / \rho_i \right),$$

где ρ – плотность i -го компонента при заданной температуре; N – число углеводородных компонентов (могут включаться как парафиновые, так и олефиновые углеводороды); x_i – содержание i -го компонента, мас. %.

В ГОСТ 28656–90 приведена таблица плотностей индивидуальных компонентов для диапазона температур от –50 до 50 °С для 42 возможных компонентов с шагом по температуре 5 °С. Часть этих данных с шагом 10 °С воспроизведена для предельных углеводородов C₂–C₆ (табл. 8.35).

При определении плотности сжиженной углеводородной смеси для промежуточных значений температур допустима линейная интерполяция. Предполагается также, что плотность сжиженных газов практически не зависит от давления (это приближенно справедливо при низких давлениях, например, для сжиженных газов, находящихся под давлением собственных паров).

ТАБЛИЦА 8.35
Плотности индивидуальных углеводородов

Температура, °С	Плотность, кг/м ³							
	Этан	Пропан	Изобутан	н-Бутан	2,2-Диметилпропан	Изопентан	н-Пентан	н-Гексан
-50	496,1	590,9	635,2	651,1	661,4	688	691,9	719,9
-40	481	579,4	624,7	641,5	652	678,7	682,8	711,5
-30	464,9	567,7	614,1	631,7	642,4	669,2	673,5	703,1
-20	447,3	555,5	603,3	621,8	632,6	659,7	664,3	694,6
-10	427,5	542,9	592,3	611,5	622,8	650	654,9	686
0	404,8	529,7	581	601	613	640,3	645,2	677,2
10	377,5	515,8	569,4	590,2	603	630,4	635,6	668,4
20	342,1	501,1	557,3	578,9	592,9	620,4	625,8	659,4
30	291,9	485,5	544,8	567,3	582,6	610,2	615,8	650,2

Для определения давления насыщенных паров углеводородных смесей имеются два стандартизированных метода: по ГОСТ 1756–52 (экспериментальный) и по ГОСТ 28656–90 (расчетный).

Стандарт по ГОСТ 1756–52 устанавливает методы определения давления насыщенных паров углеводородных продуктов для:

нефти и нефтепродуктов с давлением насыщенных паров до 180 кПа;
нефти и нефтепродуктов с давлением насыщенных паров свыше 180 кПа;

авиационного бензина;
моторных топлив.

Однако этот стандарт не распространяется на сжиженные нефтяные газы. Сущность метода определения давления насыщенных паров моторных топлив заключается в его измерении пружинным манометром в бомбе, состоящей из топливной и воздушной камер при температуре 37,8 °С.

Усовершенствованный метод экспериментального определения давления насыщенных паров нефтей, летучих невязких нефтепродуктов и моторных топлив установлен ГОСТ 28781–90. Особенность этого метода состоит в предварительном диспергировании анализируемой пробы в аэрозольное состояние (с использованием аппарата механического диспергирования типа “Вихрь”).

Расчетное определение давления p (в МПа) насыщенного пара жидких углеводородных смесей по ГОСТ 28656–90 осуществляется при фиксированной температуре исходя из известного компонентного состава и фугитивностей компонентов смеси. Используется следующая приближенная формула:

$$p = \sum_{i=1}^N x_i f_i,$$

где x_i – содержание i -го компонента в сжиженном газе (мольные доли); f_i – фугитивность i -го компонента в сжиженном газе, МПа.

Поскольку фугитивности компонентов заметно зависят от общего давления в системе, то расчет по этой формуле проводят итерационно. В обсуждаемом стандарте приведены подробные таблицы фугитивностей чистых компонентов сжиженного газа при разных температурах и давлениях.

Целесообразно отметить, что стандартизированный метод определения давления насыщенных паров по ГОСТ 28656–90 в силу предельного упрощения расчетной схемы оказывается не очень точным. Как нам представляется, в настоящее время лучше использовать более строгие расчетные методы,

основанные на современных уравнениях состояния многокомпонентных смесей (специально адаптированных для описания смесей жидких углеводородов), а к соответствующему стандартизированному методу прилагать алгоритм и программу расчета (на дискете для персонального компьютера). Это замечание относится и к расчетным методам других, практически важных свойств углеводородных смесей (которые целесообразно доводить до уровня соответствующего НТД с обязательным приложением к нему сервисных программ расчета для персонального компьютера). К сожалению, подобная работа в настоящее время не проводится.

Фракционный состав конденсата и других углеводородных продуктов определяется по ГОСТ 2177–82. Метод состоит в перегонке пробы продукта объемом 100 см³. Необходимо определять как минимум следующие показатели: температуру начала кипения, перегонки соответственно 10; 50 и 90 об. % продукта, конца кипения, а также потери и невыкипающий остаток в колбе. В ГОСТ 2177–82 даны весьма четкие (конструктивные) определения указанных понятий и терминов. Например, под температурой начала кипения понимают температуру в колбе в момент падения первой капли конденсата с конца трубки холодильника в процессе перегонки (проводимой в условиях рассматриваемого стандарта).

Углеводородный состав жидких продуктов газопереработки определяется хроматографическими методами. Здесь основными стандартами являются ГОСТ 10679–76 и ГОСТ 24676–84.

ГОСТ 10679–76 распространяется на сжиженные углеводородные газы (фракции C₃, C₄ и их смеси). Стандартом устанавливается хроматографический метод разделения углеводородов, входящих в состав сжиженного газа. При этом определяются компоненты, содержание которых 0,01 мас. % и выше. Рекомендуется использовать хроматограф типа ЛХМ-80 или аналогичный с детектором по теплопроводности или пламенно-ионизационным детектором.

Что касается определения углеводородов C₁ и C₂ (например, в нестабильном и стабильном углеводородных конденсатах), то в этом случае рекомендуется использовать хроматографическую методику по ГОСТ 23781–87.

ГОСТ 24676–84 распространяется на фракции нормального пентана, изопентана, а также фракции углеводородов C₅ предельного и непредельного состава: пентан-изопентановую, изопентан-изоамиленовую и изоамиленовую. Сущность метода определения состава состоит в хроматографическом разделении углеводородов C₂–C₆ с последующей их регистрацией, например, детектором по теплопроводности. Этим методом определяется содержание парафиновых углеводородов C₂–C₆, а также моноолефиновых и диолефиновых углеводородов C₄–C₅, содержание которых в смеси не ниже 0,01 мас. %. Рекомендуется использовать хроматограф типа ЛХМ-80 или аналогичного класса. В стандарте детально описана методика проведения анализа и обработки результатов.

Что же касается определения парафина в углеводородных конденсатах, то допустимо использовать с некоторыми модификациями методику определения парафина в нефти (по ГОСТ 11851–85). В этом стандарте устанавливаются два метода (А и Б) определения массового содержания парафина и нефти. Метод А заключается в предварительном удалении асфальтосмолистых веществ из нефти, их экстракции и адсорбции и последующем выделении парафина смесью ацетона и толуола при температуре –20 °С. Метод Б заключается в предварительном удалении асфальтосмолистых веществ из

нефти вакуумной перегонкой с отбором фракций 250–550 °С и выделении парафина с использованием растворителя (смесь эфира с этиловым спиртом) при температуре –20 °С.

Испытания сжиженных углеводородных газов и легких нефтепродуктов на общую серу, сероводород и меркаптановую серу стандартизированы тремя основными документами: ГОСТ 22986–78, ГОСТ 19121–73 и ГОСТ 22985–90.

ГОСТ 22986–78 распространяется на сжиженные углеводородные газы, в том числе на ШФЛУ и пентановые фракции. Суть метода определения общей серы заключается в сжигании пробы в токе воздуха до диоксида серы с последующим окислением последнего раствором перекиси водорода и в ацидометрическом или нефелометрическом (колориметрическом) определении образовавшейся серной кислоты. Методика проведения эксперимента детально проработана. В частности, указаны особенности сжигания ШФЛУ, содержащей в своем составе углеводороды $C_{6+в}$.

В то же время ГОСТ 19121–73 стандартизирует метод определения серы в легких нефтепродуктах, например в бензине и керосине (с упругостью паров до 700 мм рт. ст.) и других углеводородных смесях, сжиганием в лампе соответствующего прибора (при условии полного сгорания продукта). Метод применим при содержании серы в продукте не менее 0,01 мас. %. Стандарт не распространяется на нефть и масла с присадками. Суть метода состоит в сжигании углеводородного продукта в лампе в чистом виде либо после его разбавления растворителем с последующим поглощением образовавшихся оксидов серы раствором углекислого натрия и титрованием соляной кислотой. Точность метода оценивается в 5–10 %.

ГОСТ 22985–90 распространяется на сжиженные углеводородные газы, в частности на ШФЛУ. Этим документом устанавливается метод определения сероводорода и меркаптановой серы при их содержании от 0,0002 до 1 мас. %. Суть метода состоит в поглощении сероводорода и меркаптанов раствором щелочи (гидроокиси натрия или калия) или растворами углекислого натрия и последующем титровании образующихся сульфидов и меркаптидов щелочно-го металла азотнокислым аммиаком серебра.

Кроме того, для определения наличия сернистых соединений используется метод испытания на медной пластинке по ГОСТ 6321–92, согласно которому оценивается коррозионное воздействие на медную пластинку содержащихся в жидких углеводородных смесях и топливах активных сернистых соединений или свободной серы, в условиях, устанавливаемых этим стандартом.

Для испытания применяют медные пластинки со свежешлифованной поверхностью. Пробирки с испытуемым топливом и медными пластинками помещают в вертикальном положении в нагретую водяную баню. Топливо во время испытания выдерживают в течение трех часов при температуре 50 ± 2 °С (кроме топлив для реактивных двигателей, которые выдерживают при температуре 100 ± 1 °С). По окончании испытания просушенные пластинки осматривают, сравнивают с эталоном (т.е. со свежешлифованной пластинкой) и устанавливают изменение (или же отсутствие изменения) цвета, наличие (или отсутствие) налетов и пятен на поверхности. Следует отметить, что появление равномерного оранжевого оттенка допустимо (т.е. не считается изменением цвета). Топливо считается не выдержавшим испытание, если на пластинке образуются налет или пятна черного, коричневого или серо-стального цвета, тогда как при всех других изменениях или отсутствии изменения цвета пластинки топливо считается выдержавшим испытание.

Разработаны также методики анализа микропримесей серы в нефтепродуктах. Стандарт по ГОСТ 13380–81 устанавливает метод определения в нефтепродуктах микропримесей серы, органически связанной в виде меркаптанов, сульфидов, дисульфидов, тиофена и его производных, серы в сероводороде и элементарной серы. Суть метода состоит в восстановлении органически связанной и элементарной серы на активном никеле Ренея до сульфида никеля, разложении сульфида никеля соляной кислотой и определении выделившегося сероводорода титрованием раствором ацетата ртути в щелочной среде в присутствии индикатора – дитизона. Методика применима для нефтепродуктов с бромным числом не более 10 и не содержащих смолистых веществ. Определяются микропримеси серы в количестве от $0,2 \cdot 10^{-4}$ до $250 \cdot 10^{-4}$ мас. %. А при большем содержании серы в углеводородном продукте проба соответственно разбавляется растворителями (например, изооктаном). Перейдем к обсуждению методов определения хлористых солей, воды, метанола, кислот и щелочей в углеводородных продуктах.

ГОСТ 21534–76 устанавливает два метода определения хлористых солей в нефти (а также в продуктах газопереработки): титрованием водного экстракта (извлечение хлористых солей водой с последующим индикаторным или потенциометрическим титрованием водной вытяжки); неводным потенциометрическим титрованием (растворение пробы нефти в органическом растворителе и определении содержания хлористых солей потенциометрическим титрованием).

Методику определения свободной воды и щелочи в сжиженных углеводородах рассмотрим на примере фракции пропан-бутан-пентановой. Фракцию наливают через нижний штуцер вертикально расположенного пробоотборника в сухой сосуд или в толстостенную склянку. Сосуд (или склянку) взвешивают, наполняют на половину его объема, после этого закрывают неплотно корковой пробкой с вставленным в нее капиляром. Затем проводят медленное испарение продуктов. Если необходимо, для ускорения испарения анализируемого продукта сосуд погружается в водяную баню с температурой 50–60 °С. При отсутствии воды сжиженный газ остается прозрачным. Небольшое количество воды вызывает помутнение, а большие количества воды замерзают и выпадают на дне сосуда. После испарения продукта сосуд взвешивают повторно. Если после испарения продукта в сосуде осталась вода, то она проверяется кислотнo-основным индикатором (например, фенолфталеином) на содержание щелочи.

ГОСТ 2477–65 устанавливает метод количественного определения воды в нефти, жидких нефтепродуктах (например, керосине), пластичных смазках, парафинах, церезинах, восках, гудронах и битумах. При этом используется дистилляционный метод. Сущность его состоит в нагревании пробы нефтепродукта с нерастворимым в воде растворителем и измерении объема сконденсировавшейся воды. В качестве растворителя используют: толуол или ксилол (для битумов; нефтей, содержащих асфальтены; тяжелых остаточных котельных топлив); нефтяной дистиллят с пределами кипения от 100 до 200 °С (для нефтей, жидких битумов, мазутов, смазочных масел, нефтяных сульфонов и других нефтепродуктов); изооктан или нефтяной дистиллят с пределами кипения до 100 до 140 °С (для пластичных смазок).

Далее вычисляют массовую или объемную долю воды (в процентах) в испытуемом нефтепродукте. Эту же методику с некоторыми изменениями обычно рекомендуется использовать и для определения воды в ШФЛУ, стабильном и нестабильном конденсате, дизтопливе и т.д.

Здесь следует указать, что существует и общий стандарт на методы определения воды в химических продуктах (ГОСТ 14870–77 с изменениями 1 и 2). Этот стандарт распространяется на химические продукты и реактивы (как жидкие, так и твердые) и устанавливает три метода определения воды:

с реактивом К. Фишера (для массы воды в навеске анализируемого продукта 0,0005–0,05 г);

высушиванием (для массы воды в навеске анализируемого продукта не менее 0,001 г);

отгонкой с органическим растворителем по методу Дина и Старка (для массы воды в навеске анализируемого продукта 0,3–8,0 г).

Попутно отметим, что методы типа К. Фишера и Дина – Старка наибольшее применение в газовой промышленности приобрели для определения содержания воды в РДЭГ и НДЭГ при контроле работы установок абсорбционной осушки природного газа (в частности, во ВНИИГАЗе разработаны специальные рекомендации Р-51-140–89 “Методы определения содержания воды в абсорбенте для осушки природного газа”, которые действуют в настоящее время взамен ОСТ 51.51–78).

Определение кислотности и кислотного числа нефтепродуктов (в том числе бензинов, керосинов, лигроинов) осуществляется в соответствии с ГОСТ 5985–79. Суть метода заключается в извлечении из нефтепродукта кислых соединений 85%-ным раствором этилового спирта при нагревании и последующем титровании их 0,5 н спиртовым раствором гидроокиси калия в присутствии индикатора. Кислотность испытуемого продукта определяется в мг КОН на 100 мг продукта, тогда как кислотное число – это количество мг КОН на 1 продукта.

Для определения наличия водорастворимых кислот и щелочей в жидких углеводородах рекомендуется использовать ГОСТ 6307–75, который распространяется на жидкие нефтепродукты, присадки, пластичные смазки, парафины, церезины, восковые составы и т.п. Суть стандартизированной методики очень проста и состоит в извлечении водорастворимых кислот и щелочей из нефтепродуктов водой или водным раствором спирта и определении величины рН водной вытяжки рН-метром или реакции среды с помощью индикаторов (рекомендуются фенолфталеин и метиловый оранжевый). В стандарте детально описывается схема проведения испытаний (при этом имеются определенные особенности методики для легких, тяжелых и вязких нефтепродуктов).

Рекомендуется характеризовать водную вытяжку нефтепродукта в зависимости от значения рН следующим образом:

кислая – ниже 4,5;

слабокислая – от 4,5 до 5;

отсутствие водорастворимых кислот и щелочей – от 5 до 9;

слабощелочная – от 9 до 10;

щелочная – свыше 10.

Уже отмечалось, что в жидких углеводородных продуктах переработки природных газов северных газоконденсатных месторождений очень часто присутствует некоторое количество метанола, поскольку метанол широко используется для предупреждения гидратообразования как в системах сбора природного и попутного нефтяного газов, так и в установках низкотемпературной сепарации газа.

Кратко охарактеризуем методику определения метанола в сжиженных углеводородах (на примере анализа ШФЛУ). Эта методика первоначально

разрабатывалась во ВНИИГАЗе и, в частности, детально представлена в ТУ 51-183-83, ее дальнейшее совершенствование осуществлялось во ВНИПИгазпереработке и в других организациях. Отбор пробы ШФЛУ производят по ГОСТ 14921-78. Далее метанол из ШФЛУ переводят в водную фазу, что осуществляется разгазированием пробы. При разгазировании ШФЛУ газ барботируется через две склянки Дрекслера, заполненные частично водой. Пробоотборник с ШФЛУ взвешивается до и после разгазирования. Количество оставшегося в пробоотборнике стабильного конденсата замеряется объемным методом (мерным цилиндром). Из цилиндра конденсат переносится в делительную воронку с целью экстрагирования оставшегося метанола водой. Пробоотборник также промывается водой. Все промывные воды сливаются в одну и ту же мерную колбу. В получившемся водном растворе метанол определяется аналитическим методом, суть которого состоит в окислении метанола перманганатом калия (в кислой среде!) до формальдегида. Последний определяют колориметрическим методом с применением в качестве индикатора хромотроповой или фуксинсернистой кислоты (детальное описание фотоколориметрической методики с построением калибровочных графиков дано в ТУ 51-183-83, раздел "Методы испытаний").

Анализируя эту методику, следует указать на ее высокую чувствительность, что собственно и позволяет анализировать содержание метанола, растворенного в жидких углеводородах. Однако она оказывается весьма трудоемкой и требует достаточно высокой квалификации персонала аналитической лаборатории. Поэтому в перспективе целесообразно разрабатывать и совершенствовать экспресс-методы определения метанола в конденсате, ШФЛУ, углеводородных фракциях. Стоит отметить, что за рубежом обычно определяют воду и метанол хроматографическим методом одновременно с определением углеводородного состава жидкого продукта.

Остановимся еще на методиках определения механических примесей в жидких продуктах газо- и нефтепереработки.

Метод определения механических примесей по ГОСТ 6370-83 заключается в фильтровании испытуемых продуктов через беззольный бумажный фильтр (с предварительным растворением в случае необходимости медленно фильтрующихся продуктов в бензине или толуоле), промывании осадка на фильтре растворителем с последующим высушиванием и взвешиванием. Очевидно, этот стандарт не распространяется на пластичные смазки и битумы.

ТАБЛИЦА 8.36

Сводка основных НТД по методам испытаний жидких углеводородных продуктов газопереработки

Но- мер п/п	Показатель	Метод испытания
1	Отбор проб сжиженных углеводородных газов и углеводородных продуктов	По ГОСТ 14921-78 (под избыточным давлением) По ГОСТ 2517-85 (при атмосферном давлении)
2	Плотность при 20 °С	По ГОСТ 3900-85 (экспериментальный метод) По ГОСТ 28656-90 (расчетный метод) По СТП 36-87 Уренгойгазпрома (расчетный метод)
3	Давление насыщенных паров	По методике Уренгойгазпрома (весовой метод) По ГОСТ 1756-52 (экспериментальный метод) По ГОСТ 28781-90 (экспериментальный метод) По ГОСТ 28656-90 (расчетный метод)

ПРОДОЛЖЕНИЕ ТАБЛ. 8.36

Но- мер п/п	Показатель	Метод испытания
4 5	Фракционный состав Углеводородный состав (в том числе групповой состав)	По ГОСТ 2177-82 По ГОСТ 23781-87 (для C ₁ и C ₂) По СТП 36-87 Уренгойгазпрома По ГОСТ 10679-76 (для C ₃ , C ₄) По ГОСТ 24676-84 (для C ₂ -C ₆) По ТУ 51-480-90, приложение 2 (для определе- ния содержания ароматических, нафтеновых и непредельных углеводородов) По ГОСТ 11851-85 (для массового содержания парафина) По ГОСТ 12329-77 (ароматические углеводороды) По ГОСТ 29040-91 (газохроматографический метод определения бензола и ароматических углеводородов в бензинах) По ГОСТ 6994-74 (ароматические углеводороды в светлых нефтепродуктах)
6	Сера, сернистые соединения, сероводород	По ГОСТ 2070-82 (определение йодных чисел и содержании непредельных углеводородов) По ГОСТ 6321-69 (воздействие на медную пластинку) По ГОСТ 22986-78 (общая сера в сжиженных углеводородных газах) По ГОСТ 22985-90 (сероводород и меркаптановая сера) По ГОСТ 17323-71 (сероводород и меркаптановая сера в топливах) По ГОСТ 19121-73 (сера в светлых нефтепродук- тах)
7	Содержание воды	По ГОСТ 2477-65 (дистилляционный метод) По ГОСТ 14870-77 (по К. Фишеру, методом высушивания и по Дину - Старку) По Р-51-140-89 (в РДЭГ и НДЭГ)
8	Концентрация хлористых солей	По ГОСТ 21534-76 (см. также СТП51-0158754-16- 91)
9	Наличие водорастворимых кис- лот и щелочей	По ГОСТ 6307-75
10	Кислотность и кислотное число Содержание свободной щелочи и воды	По ГОСТ 5985-79 Например, по ГОСТ 20448-90 (п. 3.2)
11	Содержание метанола	Например, по разделу 4 в ТУ 51-183-83
12	Содержание свинца	По ГОСТ 13210-721, по ГОСТ 28828-90; по при- ложению 1 к ТУ 51-480-90
13	Содержание механических при- месей	Визуально по ГОСТ 6370-83
14	Содержание фактических смол	По ГОСТ 10577-78 По ГОСТ 8489-85 (по Бударову) По ГОСТ 1567-83
15	Индукционный период на месте производства	По ГОСТ 4039-88 (для бензинов)
16	Содержание ароматических углеводородов	По ГОСТ 29040-91 (бензол и суммарное содер- жание ароматических углеводородов) По ГОСТ 12329-77 (анилиновая точка и содер- жание ароматических углеводородов) По ГОСТ 6994-74 (ароматические углеводороды в светлых нефтепродуктах)
17	Октановое число	По ГОСТ 511-82 (моторный метод)
18	Цетановое число	По ГОСТ 3122-62
19	Температуры текучести и засты- вания	По ГОСТ 20287-91
20	Температура помутнения	По ГОСТ 5066-91 (а также температуры начала кристаллизации и кристаллизации)
21	Температура вспышки	По ГОСТ 6356-75 (определяется в закрытом тигле)

ПРОДОЛЖЕНИЕ ТАБЛ. 8.36

Но- мер п/п	Показатель	Метод испытания
22	Вязкость кинематическая	По ГОСТ 33–82 (а также расчет динамической вязкости)
23	Цвет	Визуально: по ГОСТ 3134–78
24	Запах	По ГОСТ 22387.5–77
25	Содержание присадок	По соответствующим ТУ (например, экстралина по ТУ 51-499–90)
26	Зольность	По ГОСТ 1461–75
27	Коксуемость	По ГОСТ 19932–74
28	Удельная теплота сгорания	По ГОСТ 21261–75

Стандарт по ГОСТ 10577–78 устанавливает метод определения механических примесей:

для контроля нефтепродуктов с применением мембранных нитроцеллюлозных и ацетатцеллюлозных фильтров;

для научно-исследовательских работ, проверки фильтрационных материалов, фильтров и фильтрующих систем для реактивных топлив с применением мембранных ядерных фильтров.

Метод распространяется на топливо для карбюраторных, дизельных и реактивных двигателей, рабочие жидкости и приборный лигроин. Суть метода в определении массы механических примесей, задерживаемых фильтром при фильтровании испытуемого продукта. Метод не применяется при содержании более 0,1 % нерастворенной воды в испытуемом продукте.

В заключение отметим, что методы испытания смесей легких углеводородов рассмотрены здесь достаточно фрагментарно и, чтобы отчасти компенсировать эту неполноту изложения, дадим подробную сводку нормативно-технических документов (НТД) по основным методам испытаний (табл. 8.36).

8.1.5

ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ ПО ОБЕСПЕЧЕНИЮ БЕЗОПАСНОСТИ РАБОТЫ

Природные и нефтяные горючие газы, сжиженные углеводородные газы, ШФЛУ, углеводородные конденсаты, углеводородные фракции и другие продукты газо- и нефтепереработки (в частности, моторные топлива) являются токсичными, пожаро- и взрывоопасными веществами, образующими с воздухом взрывоопасные смеси. По токсикологической характеристике они относятся к слаботоксичным веществам 4 класса опасности в соответствии с классификацией по ГОСТ 12.1.007–76 (за исключением сырых природных и нефтяных газов, содержащих сероводород). Природные газы (не содержащие сероводород) не оказывают серьезного токсикологического действия на организм человека. Однако следует подчеркнуть, что при концентрациях углеводородов в воздухе, снижающих содержание кислорода до 15–16 об. %, наступает удушье. В то же время жидкие углеводородные смеси (конденсаты, керосин и т.п.) и их пары оказывают вредное воздействие на центральную нервную систему, раздражают слизистую оболочку и кожу человека. А попадание на кожу сжиженных углеводородов (C_3 – C_4) может вызвать обморожение из-за их быстрой испаряемости с местным охлаждением тканей. Пары углеводородных топлив обладают слабым наркотическим действием, тогда как

пары сжиженных углеводородных газов действуют на человека с более ярко выраженным наркотическим эффектом. (Это может быть связано с тем, что углеводороды C_3 и изо- C_4 являются газами, легко образующими газовые гидраты.) Поэтому и устанавливаются предельно допустимые концентрации (ПДК) всех указанных веществ в воздухе рабочей зоны, а также предусматриваются индивидуальные средства защиты органов дыхания (фильтрующие противогазы).

Содержание вредных веществ в воздухе рабочей зоны не должно превышать ПДК, устанавливаемых по ГОСТ 12.1.005–88. Их содержание подлежит систематическому контролю для предупреждения возможности превышения предельно допустимых концентраций. При одновременном содержании в воздухе рабочей зоны нескольких вредных веществ разнонаправленного действия ПДК остаются такими же, как и при изолированном воздействии. Но при одновременном содержании в воздухе рабочей зоны нескольких вредных веществ однонаправленного действия сумма отношений фактических концентраций каждого из них (K_1, K_2, \dots, K_N) в воздухе к их ПДК (ПДК₁, ПДК₂, ..., ПДК_N) не должна превышать единицы, т.е.

$$\sum_{i=1}^N \frac{K_i}{\text{ПДК}_i} \leq 1.$$

По ГОСТ 12.1.005–88 устанавливается предельно допустимая концентрация природного газа (и углеводородов метанового ряда) в воздухе рабочей зоны, равная 300 мг/м³ в пересчете на углерод, тогда как для непредельных углеводородов C_3 – C_4 значение ПДК в три раза ниже. ПДК сероводорода составляет 10 мг/м³, а сероводорода в смеси с углеводородами C_1 – C_5 в воздухе рабочей зоны – не более 3 мг/м³.

В табл. 8.37 представлены ПДК веществ, пары которых могут оказаться

ТАБЛИЦА 8.37

Предельно допустимые концентрации вредных веществ в воздухе рабочей зоны в соответствии с ГОСТ 12.1.005–88 (с дополнениями по другим источникам)

Номер п/п	Вещество	ПДК, мг/м ³ воздуха
1	Природный газ, в пересчете на углерод	300
2	Углеводороды алифатические предельные C_1 – C_{10} , в пересчете на углерод (а также ШФЛУ, конденсаты, бензины и т.п.)	300
3	Сероводород	5–10 (по разным источникам)
4	Сероводород в смеси с углеводородами C_1 – C_5	3
5	Оксид углерода	20
6	Метанол	5
7	Этанол	1000
8	Пропанол и изопропанол	10
9	Этиленгликоль	5
10	Диэтиленгликоль	10
11	Пропиленгликоль	7
12	Моноэтиловый эфир этиленгликоля (этилцеллозоль)	5–10 (по разным источникам)
13	Ацетон	200
14	Метилэтилкетон	200
15	Нефть	10
16	Ингибитор коррозии И-1А	2
17	Цеолиты (природные и искусственные)	2 (в виде взвеси)
18	Экстраллин	3 (при его испарении из бензина) 0,1
19	Диоксид серы	10
20	Аммиак	20

в помещениях УКПГ, ГПЗ, НПЗ и других газо- и нефтедобывающих и перерабатывающих предприятий.

Пожаровзрывоопасность веществ и материалов – совокупность свойств, характеризующих их способность к возникновению и распространению горения. Номенклатура показателей пожаровзрывоопасности веществ детально регламентирована ГОСТ 12.1.044–89.

В соответствии с этим стандартом и рассмотрим некоторые из показателей пожаровзрывоопасности, значения которых приведены в нормативно-технических документах по техническим требованиям на товарные газы и углеводородные продукты газо- и нефтепереработки (фактически в каждом НТД имеются соответствующие разделы по требованиям безопасности, однако следует отметить явную недостаточность глубины проработки этих вопросов).

Температура вспышки – наименьшая температура конденсированного вещества (в нашем случае – углеводородной жидкости), при которой в условиях специальных испытаний над его поверхностью образуются пары, способные вспыхивать в воздухе от источника зажигания (без устойчивого горения). Различают температуры вспышки в открытом и закрытом тигле. Допускается использовать как расчетные, так и экспериментальные методы определения температуры вспышки. Например, расчетная методика по температурам вспышки индивидуальных органических жидкостей представлена в приложении № 2 к ГОСТ 12.1.044–89. Для моторных топлив в основном используется показатель температуры вспышки в закрытом тигле. Имеется специальный стандарт (ГОСТ 6356–75), в котором изложен экспериментальный метод определения температуры вспышки. Например, температура вспышки бензина газового стабильного (по ТУ 39-1340–89) колеблется в пределах от –25 до 0 °С, а температура вспышки для топлива газоконденсатного широкофракционного для быстроходных дизелей составляет 12 °С для зимнего вида (по ТУ 51-28–86) и 15 °С для летнего вида (по ТУ 51-03–89).

Температура воспламенения – это наименьшая температура вещества (в нашем случае – жидкого топлива), при которой в условиях специальных испытаний вещество выделяет горючие пары с такой скоростью, что при воздействии на них источника зажигания наблюдается воспламенение (т.е. пламенное горение вещества).

Температура самовоспламенения – наименьшая температура, при которой в условиях специальных испытаний наблюдается самовоспламенение вещества (т.е. резкое увеличение скорости экзотермических объемных реакций, сопровождающееся пламенным горением и/или взрывом). Сущность метода определения температуры самовоспламенения заключается во введении вещества в нагретый объем. Далее, изменяя температуру испытания, находят минимальное значение температуры, при которой еще происходит самовоспламенение вещества. Так, температура самовоспламенения бензинов автомобильных газоконденсатных находится в пределах 255–370 °С (по ТУ 51-499–90), а температура самовоспламенения конденсата газового нестабильного составляет 380 °С (как указывается в ТУ 057511745-02–88).

Весьма существенными являются показатели концентрационных пределов воспламенения (распространения пламени). Различают нижний и верхний пределы. Нижний (верхний) концентрационный предел воспламенения – это минимальное (и соответственно – максимальное) объемное содержание горючего вещества (в нашем случае природного газа, паров конденсата, ШФЛУ, бензина и т.д.) в однородной смеси с окислительной средой

(обычно воздухом), при котором возможно распространение пламени по смеси на любое расстояние от источника зажигания. Допускается использовать как расчетные, так и экспериментальные значения этих концентрационных пределов. Экспериментальный метод определения концентрационных пределов распространения пламени состоит в зажигании газозвушной смеси заданного состава в объеме реакционного сосуда и в установлении факта наличия (или отсутствия) распространения пламени. Концентрационные пределы воспламенения чистых предельных углеводородов и некоторых углеводородных смесей представлены в табл. 8.38. Следует подчеркнуть, что в соответствующих НТД на продукты газо- и нефтепереработки данные по пределам воспламенения приводятся (однако имеют место некоторые несогласованности и небольшие различия в разных источниках).

Определение содержания дозврывоопасных концентраций в воздушной среде проводят с использованием стационарных сигнализаторов и газоанализаторов. В частности, установку стандартных газоанализаторов следует осуществлять в соответствии с РД 39-0147171-003-88 "Требования к установке датчиков стационарных газоанализаторов в производственных помещениях и на наружных площадках предприятий нефтяной и газовой промышленности".

Температурные пределы воспламенения (распространения пламени) определяются как такие температуры конденсированного вещества, при которых его насыщенный пар образует в окислительной среде (например, в воздухе) концентрации, равные соответственно нижнему и верхнему концентрационным пределам воспламенения (распространения пламени). Таким образом, нижний и верхний температурные пределы воспламенения легко рассчитываются из данных по давлению насыщенного пара соответствующего продукта (топлива) и данных по концентрационным пределам воспламенения топлива. Существуют и экспериментальные методы определения этих показателей. Они также приводятся в соответствующих ГОСТах и ТУ на

ТАБЛИЦА 8.38
Концентрационные пределы воспламенения в смеси с воздухом

Номер п/п	Вещество	Концентрационные пределы, об. %	
		нижний	верхний
1	Метан	5	15
2	Этан	2,9	13
3	Пропан	2,4 (2,1)	8,4 (9,5)
4	н-Бутан	1,5	8,5
5	Изобутан	1,8	8,4
6	н-Пентан	1,4	8,3
7	Изопентан	1,4	8,3
8	Гексан	1,2	7,7
9	Гептан	1	7
10	Октан	0,96	
11	Нонан	0,87	2,9
12	Декан	0,78	2,6
13	Сероводород	4,3	45
14	Природный газ относительной плотностью 0,6	4,5	14,5
15	Природный газ заданного состава	Определяется расчетом по приложению 4 к ГОСТ 12.1.044-89	
16	Топливо для зажигалок по ТУ 51-291-86	1,8	9,5
17	Фракция газоконденсатная по ТУ 51-275-91	0,76	5,16
18	Конденсат газовый нестабильный по ТУ 05751745-02-88	0,8	5,16
19	Бензин газоконденсатный по ТУ 51-499-90	0,76	5,16

продукты газонефтепереработки. Например, в ТУ 51-499-90 даны следующие температурные пределы воспламенения для бензина газоконденсатного: нижний минус 27–39 °С, верхний минус 8–27 °С.

Условия теплового самовозгорания. Температура самовоспламенения (самовозгорания) определяется как температура, при которой происходит резкое увеличение скорости экзотермических процессов в веществе, приводящее к возникновению очага горения. Приведем данные по температурам самовоспламенения (в °С) некоторых веществ в воздухе при давлении 0,1 МПа (760 мм рт. ст.):

Пропан.....	466
н-Бутан.....	405
Изобутан.....	462
Изопентан.....	427
Пентан.....	287
Фракция газоконденсатная, бензиновая.....	255–270 (зависит от фракционного состава)
Конденсат газовый нестабильный (Уренгойское ГКМ).....	380
Бензин автомобильный газоконденсатный.....	255–370 (зависит от фракционного состава)

Следует отметить, что ГОСТ 12.1.044-89 предусмотрены и другие показатели пожаровзрывоопасности, которые, однако, почти не используются в НТД рассматриваемого нами круга товарных продуктов. В соответствующих НТД иногда еще приводятся данные по минимальной энергии зажигания и максимальному давлению взрыва. Поэтому вкратце остановимся на определениях и этих показателей.

Минимальная энергия зажигания – наименьшая энергия электрического разряда, способная воспламенить наиболее легко воспламеняющуюся смесь горючего вещества с воздухом (в частности, этот показатель используется для характеристики качества газового топлива для зажигалок).

Максимальное давление взрыва – это наибольшее избыточное давление, возникающее при дефлаграционном сгорании газозооной смеси в замкнутом сосуде при начальном давлении смеси, равном 101,3 кПа. Например, максимальное давление взрыва смеси метана (или природного газа) с воздухом равно 0,72 МПа.

Номенклатура видов пожарной техники и огнетушащих средств на предприятиях нефтегазовых отраслей устанавливается в соответствии с “Нормами положенности противопожарного оборудования и первичных средств пожаротушения на объектах Министерства газовой промышленности” (в настоящее время – ОАО “Газпром”), согласованными с ГУПО МВД.

Что касается условий безопасности работ в нефтяной и газовой промышленности, то они регламентируются следующими основными нормативными документами.

1. Правила безопасности в газовом хозяйстве (новая редакция – 2-е издание с изменением № 1 и изменением № 2 и комментарием к Правилам, утвержденным Госгортехнадзором России 11.02.92), 1997, 207 с.
2. Правила безопасности в нефтяной и газовой промышленности. Утв. Пост. Госгортехнадзора России № 24 от 9 апреля 1998 г. – М., 1998, 160 с.
3. Правила безопасности в нефтяной промышленности. – М.: НПО ОБТ, 1993, 230 с.
4. Правила безопасности при эксплуатации магистральных газопроводов. – М.: Недра, 1987, 136 с.
5. Правила безопасности при эксплуатации конденсатопроводов и магистральных трубопроводов для сжиженных газов. – М.: Недра, 1978, 112 с.

6. Правила безопасности при эксплуатации газоперерабатывающих заводов. – М.: 1986, 104 с. (утверждены Газпромом и Госгортехнадзором в 1986 г.).

7. Правила технической эксплуатации и требования безопасности труда в газовом хозяйстве. – М.: Стройиздат, 1984, 145 с.

8. Правила технической эксплуатации магистральных нефтепроводов. – М.: Недра, 1988.

9. Правила технической эксплуатации магистральных газопроводов. – М.: Недра, 1989, 144 с.

10. Правила технической эксплуатации конденсатопроводов. – М., 1992, 117 с.

11. Правила технической эксплуатации газодобывающих предприятий. – М.: Недра, 1987, 136 с.

12. Методические рекомендации по обеспечению безопасной эксплуатации установок стабилизации газового конденсата. – М.: ВНИИГАЗ, 1988, 61 с.

13. Правила пожарной безопасности для предприятий и организаций газовой промышленности. ВППБ-01-0-4-98. – М., 1998 г.

Помимо нормативных документов имеется обстоятельный обзор [13], в котором детально рассмотрены вопросы обеспечения противопожарной безопасности при транспорте и хранении сжиженного природного газа, а также проанализированы основные причины аварий и указаны необходимые мероприятия по их предупреждению и ликвидации.

При проектировании объектов нефтегазодобычи необходимо руководствоваться следующими нормами технологического проектирования.

1. ВНТП-3-85. Нормы технологического проектирования объектов сбора, транспорта и подготовки нефти, газа и воды нефтяных месторождений.

2. ВНТП-01-81. Нормы технологического проектирования объектов газодобывающего предприятия и станций подземного хранения газа. – Саратов: ВНИПИГаздобыча, 1981 (сейчас готовится новое издание этого документа).

3. ОНТП1-86/51-1-86. Общесоюзные нормы технологического проектирования газоперерабатывающих заводов.

Ряд основных положений этих нормативных документов подробно анализируется в справочной монографии [2].

Здесь же обращаем внимание на то, что ОСТ 51-45-76 (ССВТ) “Газодобывающие предприятия. Требования безопасности” отменен Госстандартом (с 01.01.90).

Работы с метанолом следует проводить согласно разработанной во ВНИИГАЗе “Инструкции о порядке получения от поставщиков, перевозки, хранения, отпуска и применения метанола на объектах газовой промышленности”. – М.: ВНИИГАЗ, 1975 (утверждена Мингазпромом 07.07.75 – ныне действующая).

Упаковку, маркировку, хранение и транспортирование продуктов газонефтепереработки осуществляют в соответствии с ГОСТ 1510-84. Жидкие товарные продукты транспортируются по трубопроводам и в цистернах железнодорожным транспортом. Хранение газового конденсата и товарных продуктов, извлекаемых из природных газов, должно обеспечивать минимальные их потери от испарения (общие потери не должны превышать 1,25–4,5 об. % углеводородных жидкостей, подлежащих хранению).

8.2

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ АБСОРБЦИОННОЙ ОСУШКИ ГАЗА

В настоящее время основная добыча газа (более 90 %) на северных месторождениях России осуществляется за счет разработки чисто газовых залежей, главным образом, сеноманского продуктивного горизонта: достаточно упомянуть только такие уникальные месторождения-супергиганты, как Медвежье, Уренгойское и Ямбургское. В стадии проектирования разработки находится ряд крупных чисто газовых месторождений Западной Сибири и п-ова Ямал, намеченных к освоению уже в ближайшие годы. Природный газ этих месторождений метанового типа: содержание метана доходит до 98–99 об. %, иногда встречаются залежи с примесью азота (обычно не более 1,0 об. %), тогда как более тяжелые компоненты ($C_{2+в}$) находятся только в следовых количествах.

Согласно действующему отраслевому стандарту, регламентирующему основные требования на качество товарного природного газа, транспортируемого по магистральным газопроводам (ОСТ 51.40–93 “Газы горючие природные, поставляемые и транспортируемые по магистральным газопроводам. Технические условия”), при подготовке к транспорту сеноманских газов северных месторождений требуется только их осушка до определенной точки росы: –20 °С в холодный период года (с 01.10 по 30.04) и –10 °С в теплый период (с 01.05 по 30.04). Соблюдение требований отраслевого стандарта обеспечивает безгидратный транспорт газа, даже на наиболее гидратоопасном головном участке магистрального газопровода.

Промысловая подготовка сеноманских газов к дальнему транспорту осуществляется в настоящее время под двум основным (и конкурирующим между собой) технологиям:

адсорбционная осушка газа с использованием твердых адсорбентов влаги – силикагеля, цеолитов и др. (установки адсорбционной осушки газа эксплуатируются на месторождении Медвежье с 1972 г.);

абсорбционная осушка с применением жидких поглотителей влаги (абсорбентов), обычно концентрированных водных растворов гликолей.

Сравнение этих технологий показывает, что их технико-экономические показатели довольно близки и оба варианта технологии осушки газа могут использоваться в промысловых условиях практически одинаково успешно.

В настоящее время наибольшее распространение в России получил абсорбционный метод с применением диэтиленгликоля (ДЭГ) в качестве основного абсорбента, тогда как за рубежом чаще всего используют более эффективный осушитель – триэтиленгликоль (ТЭГ). Выбор в пользу ДЭГ в свое время мотивировался наличием собственной промышленной базы на химических производствах (хотя практически весь период эксплуатации северных месторождений частично использовался ДЭГ и импортной поставки), а также ожидаемой низкой температурой контакта в абсорберах, что не вполне подтвердилось впоследствии (при понижении температуры контакта газ – гликоль в абсорбере преимущества ТЭГа полностью элиминируются).

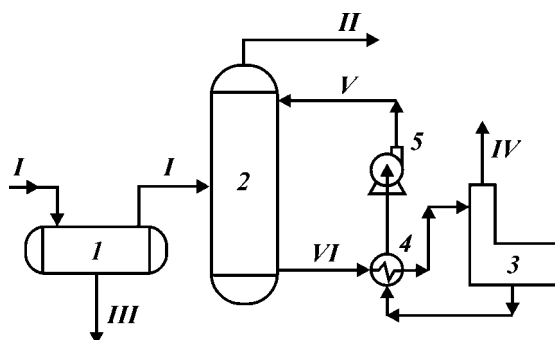


Рис. 8.3. Схема стандартной установки гликолевой осушки газа:
 I – сырой газ; II – сухой газ; III – вода; IV – пары воды; V – сухой гликоль; VI – сырой гликоль; 1 – сепаратор; 2 – абсорбер; 3 – генератор гликоля; 4 – теплообменник гликоль-гликоль; 5 – насос

Технологическая схема простейшей установки гликолевой осушки газа показана на рис. 8.3. Газ со скважин проходит входной сепаратор 1, где от него отделяется жидкая водная фаза (конденсационная вода с примесью пластовой минерализованной воды либо водный раствор ингибитора гидратообразования, если система промышленного сбора газа функционирует в гидратоопасном режиме), далее поступает в абсорбер 2, где и осушается, контактируя с раствором концентрированного гликоля. Осушенный газ из абсорбера поступает в магистральный газопровод и подается потребителю. В схему входит система регенерации насыщенного гликоля 3, а также насосы, теплообменники и некоторое другое оборудование.

Базовая технологическая схема абсорбционной обработки газа применительно к начальному периоду разработки северных месторождений показана на рис. 8.4 и 8.5. Природный газ по шлейфам (коллекторам) кустов газовых скважин поступает на УКПГ, где через раздаточный коллектор (систему

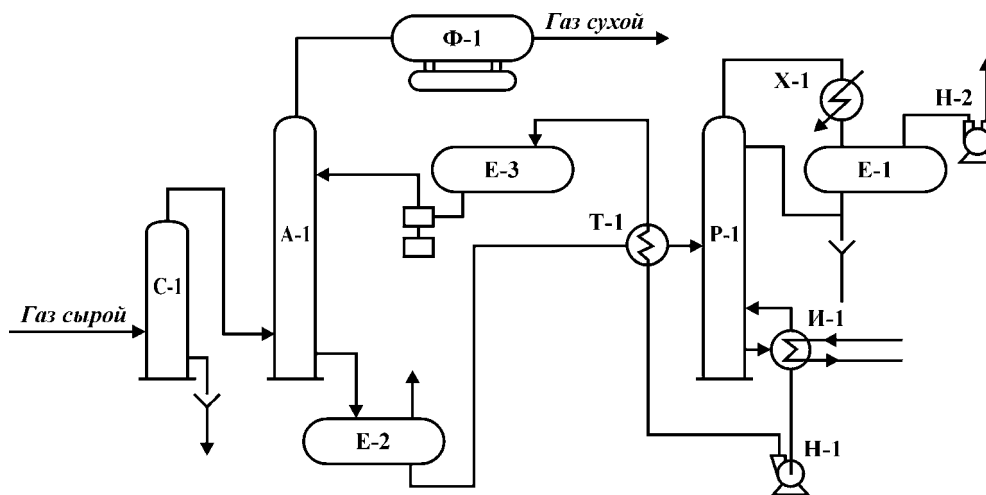


Рис. 8.4. Принципиальная технологическая схема абсорбционной осушки газа для северных месторождений:
 С-1 – сепаратор; А-1 – абсорбер; Р-1 – колонна регенерации; Ф-1 – фильтр; Т-1 – теплообменник ДЭГ-ДЭГ; Х-1 – конденсатор; И-1 – подогреватель; Е-1, Е-2, Е-3 – емкости; Н-1, Н-2, Н-3 – насосы

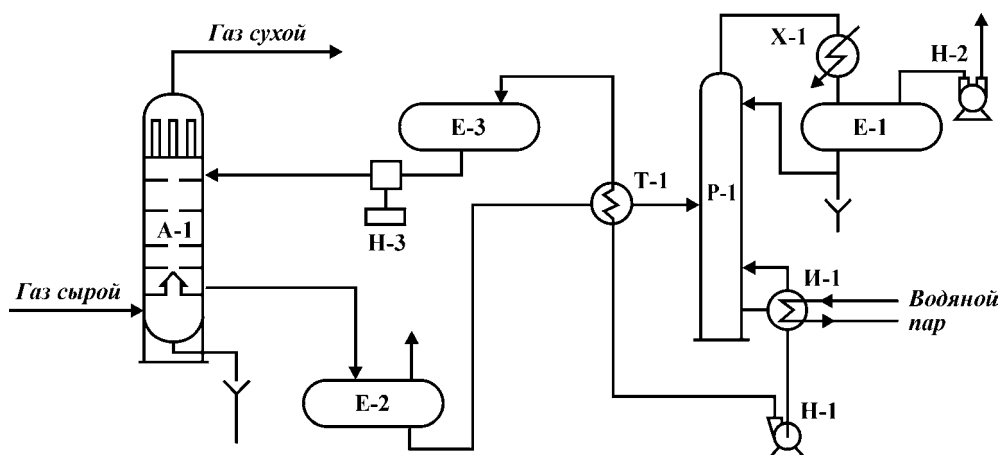


Рис. 8.5. Принципиальная технологическая схема абсорбционной осушки газа с многофункциональным аппаратом (МФА) для северных месторождений:
 А-1 – многофункциональный аппарат; Р-1 – колонна регенерации; Т-1 – теплообменник ДЭГ-ДЭГ; Х-1 – конденсатор; И-1 – подогреватель; Е-1, Е-2, Е-3 – емкости; Н-1, Н-2, Н-3 – насосы

переключающей арматуры, гребенку и т.п.) обрабатывается на нескольких однотипных технологических линиях высокой производительности (первоначально 2,5–3 млн. м³/сут, сейчас – 5–10 млн. м³/сут, а в перспективе и более). В общем случае каждая технологическая линия включает: входной (первичный) сепаратор, абсорбер, фильтр для улавливания из потока осушенного газа мелкодисперсного гликоля (эти три аппарата часто объединяются в один МФА, см. рис. 8.5) и систему циркуляции ДЭГ. Общими для всех технологических линий являются: установка регенерации насыщенного ДЭГ и в случае необходимости станция охлаждения (СОГ) с АВО и холодильными агрегатами на пропановом цикле (иногда используется смешанный пропан-бутановый хладагент) для охлаждения осушенного газа до температуры грунта с целью минимизации экологических последствий и повышения надежности систем транспорта газа. При снижении рабочего давления в абсорберах ниже рабочего давления в магистральном газопроводе приходится дополнительно включать в “хвосте” технологического процесса дожимную компрессорную станцию (ДКС) со своей системой воздушного охлаждения. А на завершающей стадии разработки месторождения согласно проектам обустройства месторождений вводится в действие еще одна ДКС в “голове” процесса с тем, чтобы обеспечить работу абсорберов в проектном режиме при рабочем давлении примерно 4–5 МПа. В рассматриваемой технологии концентрация регенерированного диэтиленгликоля (РДЭГ) составляет 98,5–99,3 мас. %, а насыщенного (НДЭГ) – на 2–2,5 % меньше (при кратности циркуляции 7–12 кг/1000 м³ газа).

Разработаны и многочисленны модификации технологических схем абсорбционной осушки газа, которые практически не нашли применения в отечественной газопромышленной практике. В качестве характерных примеров две из этих схем показаны на рис. 8.6 и 8.7, соответственно одно- и двухступенчатая установки осушки тощих газов. Интересная особенность этих схем – наличие системы доулавливания (жидким пентаном) из осушенного газа гликоля, находящегося в парообразном виде, при этом по схеме на

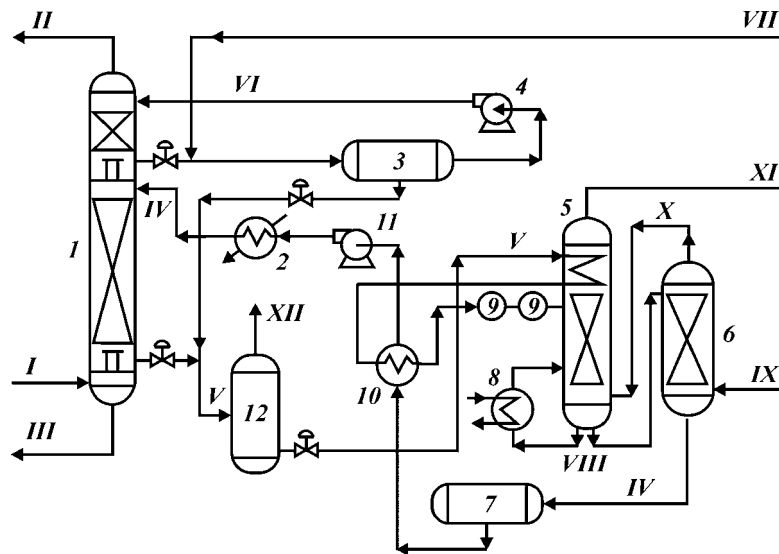


Рис. 8.6. Схема одноступенчатой установки осушки газа высококонцентрированными гликолями: I – сырой газ; II – сухой газ; III – сброс жидкости; IV – сухой гликоль; V – сырой гликоль; VI – пентан для промывки; VII – добавка пентана в систему; VIII – частично регенерированный гликоль; IX – сухой отдувочный газ; X – сырой отдувочный газ; XI – сброс водяных паров и отдувочного газа; XII – сброс углеводородных паров; 1 – абсорбер; 2 – холодильник пентана; 3 – разделитель пентан-гликоль; 4 – насос пентана; 5 – десорбер; 6 – стриппер; 7 – емкость гликоля; 8 – ребойлер; 9 – фильтр; 10 – теплообменник гликоль-гликоль; 11 – насос гликоля; 12 – дегазатор

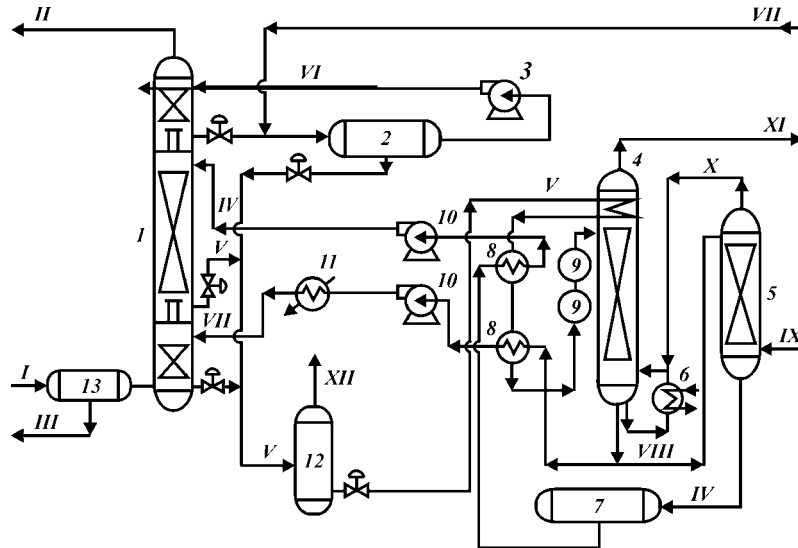


Рис. 8.7. Схема двухступенчатой установки осушки газа высококонцентрированными гликолями: I – сырой газ; II – сухой газ; III – сброс жидкости; IV – сухой гликоль; V – сырой гликоль; VI – пентан для промывки; VII – добавка пентана в систему; VIII – частично регенерированный гликоль; IX – сухой отдувочный газ; X – сырой отдувочный газ; XI – сброс водяных паров и отдувочного газа; XII – сброс углеводородных паров; 1 – абсорбер; 2 – разделитель пентан-гликоль; 3 – насос пентана; 4 – десорбер; 5 – стриппер; 6 – ребойлер; 7 – емкость гликоля; 8 – теплообменник гликоль-гликоль; 9 – фильтр; 10 – насос гликоля; 11 – дегазатор; 12 – дегазатор; 13 – сепаратор

рис. 8.6 осушка осуществляется в противоточном режиме в одну ступень, а по схеме рис. 8.7 – в две ступени (предварительной и финишной), но на одном и том же температурном уровне. Не обсуждая достоинства и недостатки подобных схем, отметим, что за рубежом получил распространение процесс Дризо, в последние годы значительно усовершенствованный. Технологическая схема усовершенствованного процесса Дризо показана на рис. 8.8. Ее особенность – возможность снижения точки росы осушаемого газа вплоть до минус 40–60 °С, а также удаление и извлечение из газа бензолтолуольно-ксилольной (БТК) фракции, абсорбируемой из природного газа гликолем и сбрасываемой с газами из регенерационной установки. В рамках этой технологии принципиально достижима и точка росы ниже –60 °С, что осуществляется посредством некоторой ее модификации с целью увеличения концентрации регенерированного гликоля. В этом аспекте процесс Дризо конкурентоспособен даже с цеолитовой (адсорбционной) осушкой газа, при этом в качестве абсорбента используется тетраэтиленгликоль концентрации выше 99,99 мас. %. В настоящее время какой-либо необходимости использовать подобные технологии применительно к системам промышленной обработки природного газа северных месторождений России не возникает.

Накопленный опыт работы установок диэтиленгликолевой осушки газа (на Медвежьем и Уренгойском месторождениях) убедительно свидетельствует об их достаточно надежной работе и возможности практически постоянного соблюдения требований отраслевого стандарта, особенно в начальный период эксплуатации месторождений (опыт эксплуатации сеноманских УКПГ Уренгойского месторождения представлен в разделе 8.2.2).

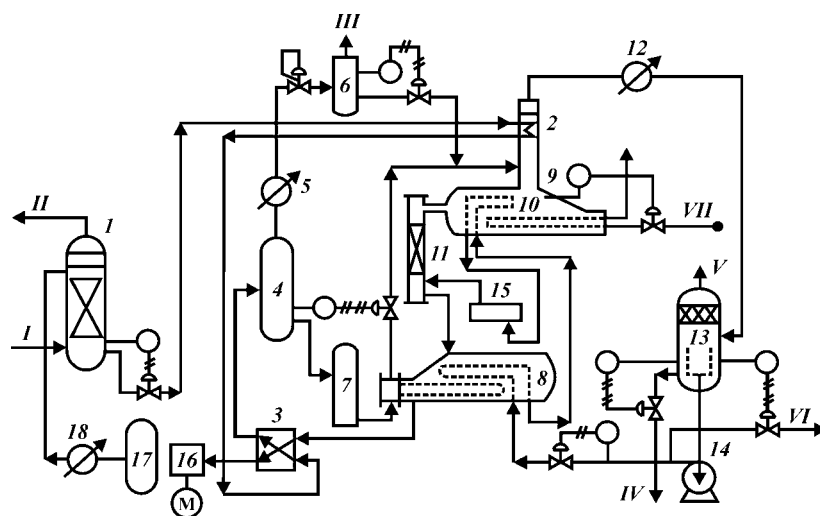


Рис. 8.8. Технологическая схема процесса Дризо:

I – входящий газ; *II* – сухой выходящий газ; *III* – газы на факел или в топливную систему; *IV* – сточные воды; *V* – вентиляционный выброс; *VI* – избыточный растворитель с ароматикой; *VII* – топливо; 1 – гликолевая контактная колонна; 2 – конденсатор рефлюкса; 3 – пластинчатый теплообменник гликоль/гликоль; 4 – сепаратор-испаритель; 5 – конденсатор для извлечения растворителя; 6 – сборник извлеченного растворителя; 7 – фильтр для гликоля; 8 – уравнительная емкость/теплообменник; 9 – отпарная колонна для насыщенного гликоля; 10 – ребойлер; 11 – отпарная колонна для тощего гликоля; 12 – конденсатор воды и растворителя; 13 – сепаратор вода/растворитель; 14 – насос для растворителя; 15 – подогреватель растворителя; 16 – насос для гликоля; 17 – акустический фильтр; 18 – холодильник гликоля

Тем не менее в отрасли не прекращается проработка новых и перспективных научно-технических решений в следующих направлениях:
анализ и совершенствование собственно технологических схем осушки;
выбор абсорбентов, наиболее приемлемых для тех или иных условий, в том числе и при пониженных температурах контакта;
разработка методов очистки абсорбентов от механических примесей, солей, продуктов деструкции и др.;
модернизация основного технологического оборудования;
совершенствование систем регенерации насыщенного абсорбента;
нормирование, прогноз технологических потерь абсорбентов и анализ путей их сокращения;
модернизация АВО и разработка принципиально новых решений по системам воздушного охлаждения сырого газа.

В связи с наличием ряда обобщающих монографий и учебных пособий, в которых подробно рассматриваются вопросы осушки природных газов чисто газовых месторождений, нет острой необходимости обсуждать весь круг технологических вопросов, связанных с абсорбционной осушкой газа. Поэтому ниже рассматриваются только те аспекты проблемы осушки тощих газов, которые, на взгляд авторов, наиболее актуальны в настоящее время для северных месторождений и в разработке которых принимали участие авторы данной монографии.

8.2.1

УСОВЕРШЕНСТВОВАННАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ДВУХСТАДИЙНОЙ АБСОРБЦИОННОЙ ОСУШКИ ГАЗА НА СЕВЕРНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

По мере разработки месторождения происходит постепенное снижение рабочего давления в абсорберах, что приводит к обострению следующих проблем:

в абсорберах существенно ухудшаются условия для осушки газа, поэтому возникает необходимость повышения концентрации регенерированного ДЭГ и его удельного расхода (кратности циркуляции);

более актуальной становится и проблема повышенного механического уноса ДЭГ в мелкодисперсном виде в связи с увеличением линейной скорости газа в абсорберах.

Подключение ДКС второй очереди в “голове” технологического процесса не решает полностью возникающие проблемы, поскольку резко возрастает температура газа после ДКС (до 35–40 °С, а иногда и выше), тогда как последующее охлаждение потока сырого газа может осуществляться в АВО только в холодный период года. В результате два-три месяца в году осушку газа ДЭГ приходится осуществлять при высоких температурах контакта (выше 30 °С) и при этом крайне затруднительно на существующем технологическом оборудовании реализовать требования по качеству товарного газа, направляемого в магистральные газопроводы.

Анализируя базовую технологию абсорбционной осушки газа в целом (см. рис. 8.4 и 8.5), нельзя не отметить основной и, на взгляд авторов, принципиальный недостаток этой технологии – не вполне рациональное использование холода как окружающей среды (АВО), так и холодильных

агрегатов. В рассматриваемой базовой технологической схеме охлаждается (или должен охлаждаться по проекту) уже осушенный газ (до температурного уровня 0 – минус 2 °С, а на проектируемых объектах п-ова Ямал – еще ниже), тогда как гораздо более рациональной представляется модификация этой технологической схемы с введением стадии предварительного охлаждения сырого (неосушенного) газа.

Перед тем как перейти к детальному обсуждению более эффективных технологий абсорбционной осушки газа в северных условиях, целесообразно сделать краткий исторический экскурс и отметить, что идея эффективного использования холода окружающей среды для подготовки газа месторождений Крайнего Севера – давняя и, можно сказать, заветная мечта специалистов газовой промышленности начиная с 60-х годов, когда только-только началось освоение первых месторождений Западной Сибири. Здесь следует упомянуть интересные соображения и проработки Ю.П. Коротаева с сотрудниками, А.В. Язика и др. по частичной подготовке газа в системах промыслового сбора (шлейфах и коллекторах), а также оставшиеся практически не реализованными, хотя, казалось бы, и многообещающие, конкретные технологические проработки специалистов ТюменНИИГипрогаза (Л.М. Гухман и др.) и ВНИИГАЗа (Т.М. Бекиров с соавторами) по модификациям технологических схем подготовки газа с возможностью его предварительного охлаждения до стадии абсорбционной осушки газа. Следует отметить и технологическое предложение Уренгойгазпрома (Ю.Н. Ефимов) по предварительной осушке (“промывке”) сырого газа НДЭГ.

Перейдем к анализу модификации технологической схемы абсорбционной осушки газа, предложенной Л.М. Гухманом на основании первого опыта эксплуатации установок осушки на месторождении Медвежье. Им прежде всего отмечаются потенциальные возможности систем воздушного охлаждения газа в северных регионах:

в Надым-Пур-Тазовском районе продолжительность холодного периода года с температурой воздуха ниже –5 °С составляет 180–220 сут, и в этот период реально охладить газ в АВО до температуры ниже 0 °С;

в переходной период года, продолжительность которого 90–110 сут (при изменении температуры воздуха от –5 до +10 °С), температуру контакта в абсорберах за счет воздушного охлаждения газа можно поддерживать в диапазоне от 0 до 10–12 °С;

только в теплый период года, продолжающийся всего 2–2,5 мес, не имеется технической возможности для охлаждения газа в АВО: в этот период для охлаждения газа приходится использовать холодильные машины.

Учитывая такие технологические возможности по охлаждению газа за счет холода окружающей среды, предлагается технологическая схема абсорбционной осушки газа (рис. 8.9), включающая по ходу газа следующие аппараты: входной сепаратор, ДКС (если необходимо); АВО – в холодное время года (либо холодильный агрегат – в теплое время года), абсорбер и фильтр. При этой технологии предполагается возможным поддерживать в абсорбере температуру контакта, близкую к 0 °С. В связи с тем, что в подобной технологической схеме сырой газ в трубах АВО и/или в системе испарителя холодной машины оказывается заведомо в гидратном режиме, предлагается следующая схема циркуляции ДЭГ: регенерированный ДЭГ делится на два потока, меньшая его часть подается перед АВО (холодильным агрегатом), а большая – в абсорбер. При этом технологические детали по системе ввода ДЭГ в АВО и его распределения по теплообменным трубкам совер-

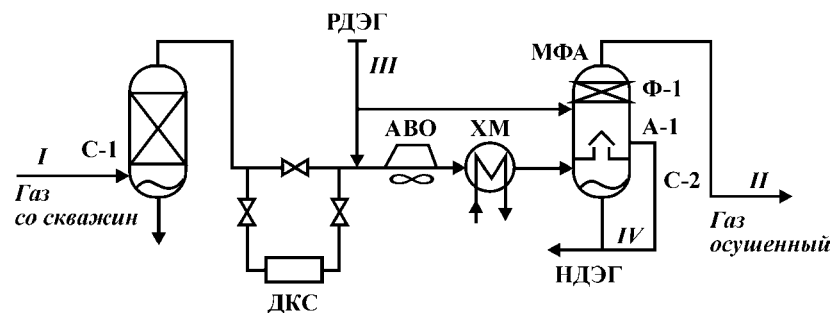


Рис. 8.9. Технологическая схема абсорбционной осушки газа, предлагаемая ТюменНИИГипрогазом для северных месторождений:

С-1 – входной сепаратор; ДКС – компрессор; АВО – воздушный холодильник; ХМ – холодильная машина (или СОГ); МФА – трехсекционный аппарат, включающий сепарационную лекцию С-2, абсорбер А-1 и фильтр Ф-1; I – сырой газ со скважин; II – осушенный газ в газотранспортную систему; III – регенерированный гликоль; IV – насыщенный гликоль, направляемый на установку регенерации

шенно не обсуждаются. Однако этот вопрос авторам представляется существенным, так как необходимо не только осуществить ввод ДЭГ в мелкодисперсном состоянии (с помощью, например, форсунок), но и обеспечить его равномерное распределение по трубкам АВО, что не всегда удается. Кроме того, ввод ДЭГ заметно увеличивает гидравлическое сопротивление аппарата АВО и ухудшает условия теплообмена; поэтому имеются технологические ограничения на удельный расход ДЭГ, выше которого эффективность работы систем охлаждения газа резко снижается. Это означает, что фактически в технологии ТюменНИИГипрогаза имеются определенные ограничения на предварительное охлаждение газа и мало вероятно, что на практике удалось бы добиться снижения температуры контакта до $-5-0\text{ }^{\circ}\text{C}$ (что априори предполагалось), хотя, на взгляд авторов, и представляется возможным снизить температуру сырого газа на $7-10$ градусов по сравнению с температурой во входном сепараторе (т.е. довести температуру контакта до уровня $5-10\text{ }^{\circ}\text{C}$). Следует отметить, что, к сожалению, каких-либо попыток внедрения технологической схемы как на месторождении Медвежье, так и впоследствии на других северных месторождениях фактически не предпринималось.

Далее специалисты ВНИИГАЗа и других организаций в серии публикаций применительно к северным месторождениям, для которых согласно базовой технологии предполагается охлаждение осушенного газа до температур $0 - \text{минус } 2\text{ }^{\circ}\text{C}$, предположили следующий вариант технологической схемы абсорбционной осушки (рис. 8.10): сырой газ поступает во входной сепаратор, далее охлаждается (в АВО или СОГ) до температуры $0 - \text{минус } 2\text{ }^{\circ}\text{C}$, сепарируется во втором сепараторе, поступает в абсорбер на гликолевую осушку, проходит фильтр и, наконец, направляется в головной участок газотранспортной системы.

Предупреждение гидратообразования в системе предварительного охлаждения газа осуществляется вводом летучего ингибитора гидратообразования – метанола. Кроме того, предполагается ввод метанола и на кусты скважин (разумеется, если это необходимо по термобарическому режиму системы сбора газа). Нетрудно видеть, что это предложение практически весьма близко к техническому решению (см. рис. 8.9); отличие состоит в использовании метанола (а не гликоля) для предупреждения гидратообразования в

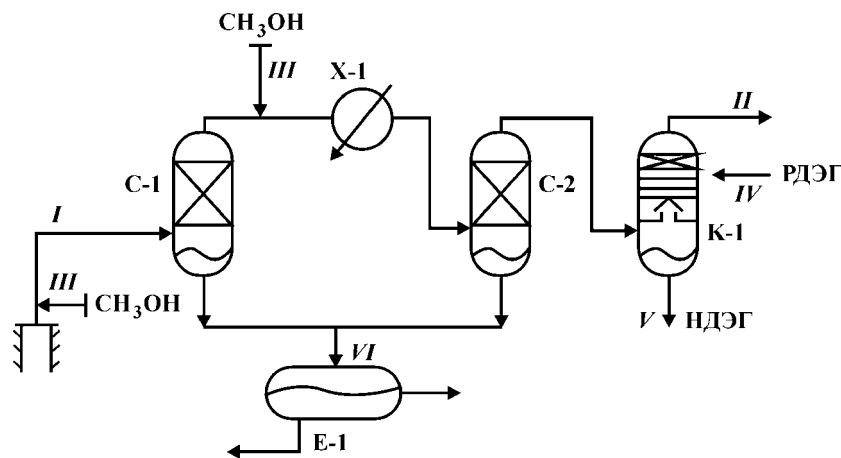


Рис. 8.10. Вариант ВНИИГАЗа технологической схемы абсорбционной осушки сеноманского газа северных месторождений:

C-1 – входной сепаратор; C-2 – промежуточный сепаратор; X-1 – холодильная машина; K-1 – колонна гликолевой осушки газа; E-1 – емкость для сбора водометанольного раствора; I – сырой газ со скважин; II – осушенный газ в промысловый коллектор; III – ингибитор гидратообразования метанола; IV – регенерированный гликоль; V – насыщенный гликоль (на регенерацию); VI – водометанольный раствор на утилизацию

АВО или СОГ. На первый взгляд, этот момент представляется некоторым улучшением технологии ТюменНИИГипрогаза, поскольку снимает указанную проблему ограниченности возможности применения ДЭГ как ингибитора гидратов в системах охлаждения газа типа АВО. Однако в технологии остался неучтенным другой, притом существенный, момент: сильное насыщение газа испаренным метанолом, и, как следствие, при обработке газа ДЭГ в абсорбере должна осуществляться теперь уже не только его осушка, т.е. извлечение влаги из газа, но и извлечение значительного количества метанола. Многочисленные расчеты авторов убедительно показывают, что в технологической схеме (см. рис. 8.10) остается возможным лишь применение гликолей как ингибиторов гидратов в системах охлаждения, но тогда эта схема становится, по существу, идентичной схеме, показанной на рис. 8.9.

Следует детально остановиться на потенциальных преимуществах модифицированной технологической схемы абсорбционной осушки газа в сравнении с базовой технологией (см. рис. 8.4, 8.5):

осушку газа при низких температурах контакта можно проводить с использованием РДЭГ с пониженной концентрацией (~93–95 мас. %) и при уменьшенном расходе (кратности циркуляции) РДЭГ;

как следствие, существенно снижаются энергетические затраты на регенерацию НДЭГ и уменьшаются проблемы по очистке ДЭГ от примесей, например из-за термической деструкции ДЭГ, поскольку регенерация НДЭГ осуществляется в более мягком температурном режиме;

снижается острота проблемы “засоления” ДЭГ;

практически отпадает необходимость перехода на другие осушающие агенты, например ТЭГ;

становится вполне реальным использование более дешевых осушителей, таких как ЭГ, эфиры гликолей, ЭТ-1, полупродукты производств гликолей, смеси гликолей и т.п.;

за счет низкой температуры контакта происходит частичное извлечение ДЭГ стабильного конденсата (на 70–80 %) из природного газа и имеется техническая возможность использования этого конденсата как дизельного топлива (несмотря на, казалось бы, незначительное содержание конденсата в газах сеноманских залежей).

В то же время целесообразно отметить и существенные недостатки предложенных модификаций технологической схемы:

отсутствие ясности в технологии ингибирования газовых гидратов на стадии охлаждения газа (так как в рамках этих схем метанол нецелесообразно использовать, а по гликолям имеются определенные ограничения);

непроработанность вопросов циркуляции ДЭГ (возможны и более рациональные варианты его циркуляции);

отсутствие конкретных предложений по привязке предлагаемой модификации технологической схемы к действующим установкам осушки;

обостряется проблема извлечения ДЭГ ароматических соединений (бензол, ксилол, толуол и т.п.) с последующим выбросом в атмосферу летучих органических соединений при регенерации НДЭГ, тогда как решению этой проблемы уделяется сейчас исключительно большое внимание за рубежом при совершенствовании установок гликолевой осушки газа.

Таким образом, в литературе предложены интересные модификации базовой технологии абсорбционной осушки газа применительно к северным газовым месторождениям (сеноманских залежей). Однако эти решения оказались недостаточно проработанными и не доведенными до реальной возможности их практического внедрения.

В связи с этим авторы предприняли попытку, с одной стороны, обобщить и усовершенствовать предлагаемые технические решения, а с другой – сделать их более приемлемыми для практической реализации как на стадии проектирования новых установок осушки газа в северных регионах, так и при модернизациях и реконструкции действующих установок.

Основные новые моменты предлагаемой ниже обобщенной технологии абсорбционной осушки природного газа – проведение процесса абсорбции влаги на двух температурных уровнях в двух абсорберах с охлаждением газа между ступенями осушки, а также некоторые особенности циркуляции гликоля в этой технологии (схема с рециркуляцией). Разработанная технологическая схема в достаточно общем виде представлена на рис. 8.11. Образно говоря, предлагаемое техническое решение как бы подводит итог многолетним поискам технологических схем абсорбционной осушки газа, рационально использующих почти “даровой” холод окружающей среды, а также полностью обеспечивающих технические требования по качеству осушенного товарного газа, поставляемого по магистральным газопроводам из районов Крайнего Севера.

Рассматриваемая технология абсорбционной осушки включает по ходу газа следующие основные аппараты (см. рис. 8.11): входной сепаратор С-1 с фильтром-каплеуловителем Ф-1; абсорбер А-1 для предварительной (“грубой”) осушки газа, снабженный фильтром ФА-1; компрессор (при необходимости), аппарат воздушного охлаждения газа; станцию охлаждения газа (функционирующую в летний период); абсорбер А-2 (с фильтром ФА-2) для окончательной осушки газа в соответствии с требованиями ОСТа; компрессор (при необходимости) и АВО (при необходимости).

Обсудим характерные термобарические режимы работы установок осушки (см. рис. 8.11). Давление газа на входе в установку и в абсорбере А-1

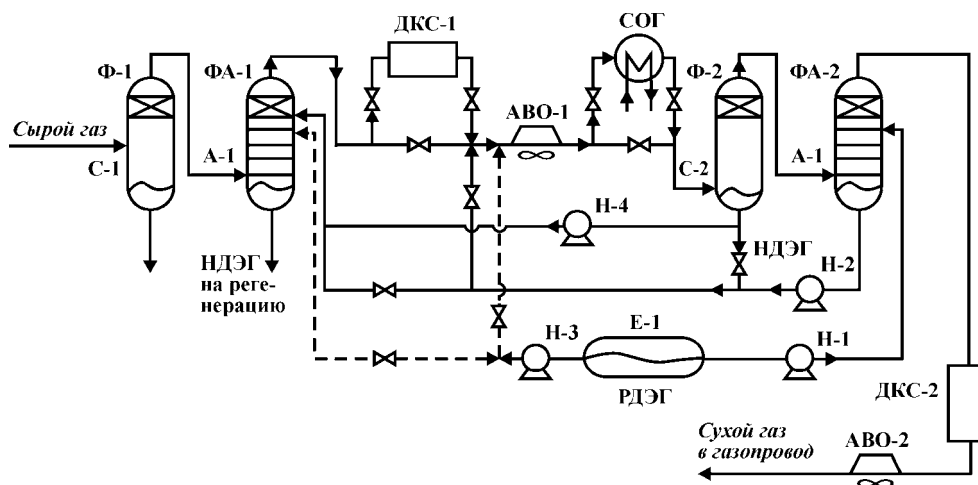


Рис. 8.11. Обобщенная технологическая схема двухступенчатой гликолевой осушки газа: С-1, С-2 – сепараторы; А-1, А-2 – абсорберы; Ф-1, Ф-2, ФА-1, ФА-2 – фильтры; Н-1, Н-2, Н-3, Н-4 – насосы; Е-1 – емкость РДЭГ; АВО-1, АВО-2 – аппараты воздушного охлаждения газа; СОГ – станция охлаждения газа; ДКС-1, ДКС-2 – дожимные компрессорные станции

изменяется от 9–10 МПа в начальный период эксплуатации до 2–2,5 МПа на завершающей стадии разработки газового месторождения. Давление газа в абсорбере А-2 меняется в диапазоне 5–7,8 МПа. С учетом достаточно низких пластовых температур, характерных для чисто газовых залежей Западной Сибири и п-ова Ямал (типичный диапазон пластовых температур составляет 20–40 °С), прогнозные температурные режимы установок осушки по предлагаемой технологии следующие:

температура контакта в абсорбере А-1 варьируется в диапазоне 10–20 °С (и исключительно редко может быть ниже 10 °С);

температура контакта в абсорбере А-2 в начальный бескомпрессорный период эксплуатации меняется в диапазоне от –5 до 5 °С в холодное время года и в диапазоне 10–20 °С в летнее время года (в предположении, что в начальный период эксплуатации СОГ отсутствует, а охлаждение газа между ступенями осушки осуществляется только в холодное время года с использованием аппаратов воздушного охлаждения), тогда как в компрессорный период эксплуатации температура контакта в А-2 существенно выше и может меняться от 0 до 35–40 °С (последние значения температуры возможны для летнего времени года в отсутствие СОГ).

В начальный период эксплуатации в технологической схеме гликолевой осушки газа отсутствуют ДКС-1 и ДКС-2 и, возможно, СОГ. Эти аппараты вводятся в технологический процесс по мере необходимости при падении пластового давления в процессе разработки месторождения. В этом случае общая технологическая схема (см. рис. 8.11) упрощается, и ее вариант представлен на рис. 8.12, где показаны многофункциональные аппараты МФА-1 и МФА-2, включающие сепаратор, абсорбер и фильтр в одном многофункциональном агрегате. Если заменить МФА-1 на сепаратор С-1, то практически приходим к технологической схеме ТюменНИИГипрогаза (см. рис. 8.9), отличия, однако, остаются и состоят в возможности более экономичных схем циркуляции гликоля в установке (а также при необходимости специфичес-

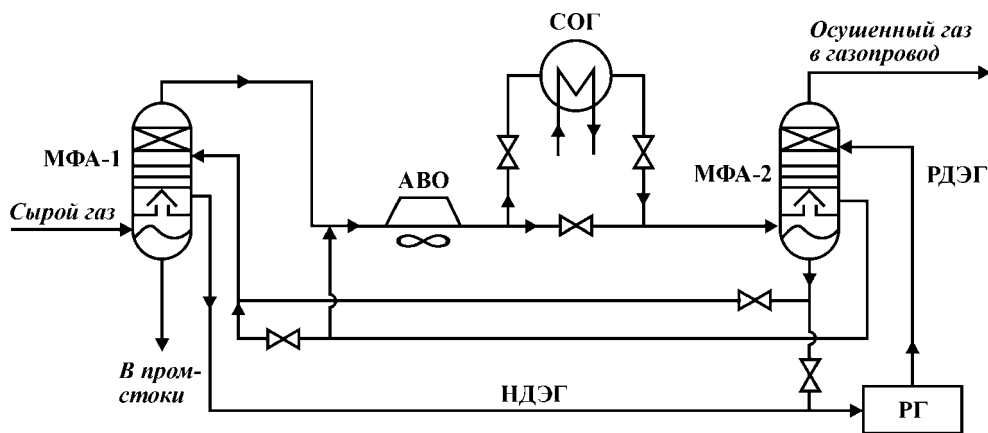


Рис. 8.12. Технологическая схема двухступенчатой гликолевой осушки газа в начальный период эксплуатации месторождения:

МФА-1 – многофункциональный аппарат первой ступени осушки; МФА-2 – многофункциональный аппарат второй ступени осушки; РГ – система регенерации гликоля; АВО – аппарат воздушного охлаждения; СОГ – станция охлаждения года

ких технологий использования летучих ингибиторов гидратообразования для ингибирования СОГ или АВО).

Детально остановимся на анализе вариантов циркуляции гликоля. Для определенности будем полагать, что температура газа в МФА-1 варьируется вблизи 15 °С. Приводимые ниже значения концентрации ДЭГ даны именно для диапазона давлений 4–8 МПа и указанного температурного режима абсорберов.

Варианты циркуляции гликоля (ДЭГ, ТЭГ, ЭГ и пр.) могут быть следующими (для определенности считаем, что используется наиболее распространенный в отечественной практике осушающий агент – диэтиленгликоль).

1. Регенерированный ДЭГ достаточно высокой концентрации (ориентировочно в диапазоне 90–96 мас. %) подается в каждый из абсорберов, а также перед АВО (СОГ), потоки насыщенного ДЭГ из каждого аппарата объединяются (при этом концентрация отработанного гликоля составит 87–93 мас. %) и поступают в систему регенерации. Эта схема циркуляции наименее оптимальна с точки зрения как нагрузки по жидкости установки регенерации, так и по ее температурным режимам. Однако при такой схеме циркуляции гликоля достигается наиболее низкая точка росы осушенного газа.

2. Регенерированный ДЭГ с концентрацией 95–97 мас. % подается в абсорбер А-1 (в аппарат МФА-1); отработанный раствор ДЭГ из МФА-1 делится на два потока, причем меньшая его часть подается в АВО, а большая – в абсорбер А-2. Отработанный (насыщенный) ДЭГ из АВО и А-2 объединяется в один поток и поступает в систему регенерации. Достоинство этой схемы по сравнению с предыдущей: меньшая нагрузка по жидкости в установке регенерации и более низкая концентрация гликоля в А-2 (существует оптимальная концентрация гликоля с точки зрения вязкости раствора, поскольку ДЭГ высоких концентраций вообще затруднительно использовать как осушающий агент из-за высокой вязкости при низких температурах контакта).

3. Регенерированный ДЭГ достаточно высокой концентрации (93–96 мас. %) подается в абсорбер А-2, отработанный раствор гликоля (с полуглухой тарелки) подается в АВО, отработанный раствор ДЭГ после АВО (из сепарационной части МФА-2) поступает в МФА-1 (в абсорбер А-1), и, наконец, насыщенный ДЭГ (концентрация 88–91 мас. %) после контакта с влажным газом в А-1 направляется в систему регенерации гликоля. Эта “циклическая” схема циркуляции гликоля в двухстадийной системе осушки газа наиболее оптимальна с точки зрения уменьшения кратности циркуляции ДЭГ, а также возможности использования РДЭГ наименьшей концентрации для достижения заданной точки росы осушенного газа (по сравнению с предыдущими вариантами). Недостаток данной технологии циркуляции ДЭГ – направление всего потока отработанного в А-2 гликоля в АВО: существующие конструкции аппаратов воздушного охлаждения газа не рассчитаны на возможность столь большой нагрузки по жидкости (в диапазоне 5–10 кг/1000 м³ газа). Поэтому авторы рекомендуют для реально существующих конструкций АВО хотя и менее оптимальный, но более технологический вариант 4.

4. Регенерированный ДЭГ достаточно высокой концентрации (93–96 мас. %) подается в абсорбер А-2, отработанный раствор ДЭГ после абсорбера А-2 делится на два потока: меньшая его часть (до 0,2–0,3 кг/1000 м³) поступает в АВО (обеспечивая надежность эксплуатации АВО в безгидратном режиме), а большая – в абсорбер А-1. Потoki отработанного насыщенного ДЭГ после А-1 и АВО объединяются и поступают на установку регенерации. Предельный (частный) случай этой схемы циркуляции гликоля – отсутствие подачи гликоля в АВО.

В зависимости от термобарических режимов работы двухступенчатой двухтемпературной установки осушки газа наиболее приемлемым с технологической точки зрения является тот или иной вариант циркуляции гликоля в системе по пп. 1–4. Следует особо подчеркнуть, что любой из перечисленных вариантов циркуляции гликоля в рамках предлагаемой двухступенчатой технологии осушки газа (см. рис. 8.11 и 8.12) имеет существенные преимущества перед базовым вариантом (см. рис. 8.4 и 8.5) и подготовки газа сеноманских залежей:

обеспечивается более высокая надежность работы установки осушки газа, поскольку легко достигается требуемая точка росы газа по влаге даже при самых неблагоприятных термобарических режимах;

установка регенерации гликоля может функционировать в более “мягком” термодинамическом режиме, что приводит к уменьшению энергетических затрат на регенерацию насыщенного гликоля, а также существенно облегчается процесс очистки ДЭГ от примесей.

Проведенные расчеты показывают, что наиболее технологичным является вариант циркуляции ДЭГ по п. 4 с сохранением принципиальной возможности его подачи перед АВО в небольшом количестве (до 0,2–0,3 кг/1000 м³), главным образом, с целью повышения надежности работы АВО в безгидратном режиме. Предлагаемая технология двухстадийной осушки газа на двух температурных уровнях оказывается работоспособной и в широком диапазоне термобарических условий (например, при подключении ДКС в “голове” технологического процесса, отключении АВО в летнее время и отсутствии СОГ и, как следствие, наличии высокой температуры контакта до 35 °С в абсорбере А-2). Кроме того, сохраняется во всех случаях возможность использования в качестве абсорбента диэтиленгликоля.

Таким образом, выше рассмотрены вопросы совершенствования технологических схем абсорбционной осушки газа с учетом специфики северных газовых месторождений России. Предложен технологический процесс двухступенчатой (на двух температурных уровнях) осушки газа. Рассматриваемый технологический процесс вполне может быть доведен до уровня “типового” с целью использования его при проектировании обустройства новых газовых месторождений севера Тюменской области и п-ова Ямал, а также при модернизациях действующих установок осушки тощих газов.

8.2.2

ОПЫТ ЭКСПЛУАТАЦИИ И МОДЕРНИЗАЦИИ ОСНОВНОГО ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ НА УСТАНОВКАХ КОМПЛЕКСНОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА СЕНОМАНСКИХ ЗАЛЕЖЕЙ УРЕНГОЙСКОГО МЕСТОРОЖДЕНИЯ

Ниже анализируется опыт эксплуатации основного технологического оборудования на УКПГ сеноманских залежей Уренгойского месторождения.

Проектом обустройства Уренгойского месторождения (сеноманской залежи) предусмотрена коллекторно-кустовая схема сбора газа. Куст включает в себя 3–5 скважин. Природный газ от скважин поступает в газовые коллекторы кустов, по которым транспортируется на установках комплексной подготовки газа. Подготовка природного газа к транспорту осуществляется на установках комплексной подготовки газа абсорбционным методом с применением в качестве абсорбента диэтиленгликоля.

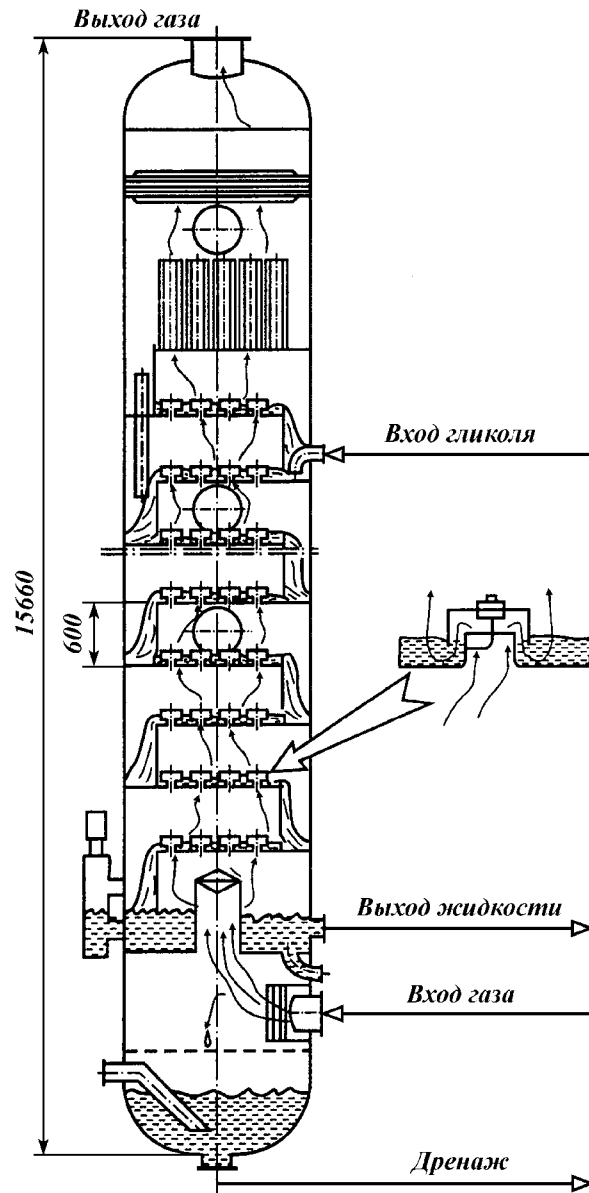
В настоящее время на Уренгойском месторождении находятся в эксплуатации пятнадцать УКПГ с гликолевой осушкой природного газа сеноманских залежей (см. рис. 8.4, 8.5). На каждой УКПГ функционируют дожимные компрессорные станции (ДКС-2) первой очереди (первой по времени ввода), но второй ступени по ходу газа, расположенные после системы осушки газа. В настоящее время на большинстве УКПГ подключены или подключаются компрессорные станции второй очереди, расположенные до абсорбера (первой ступени сжатия – ДКС-1).

В начальный период обустройства месторождения на четырех первых установках осушки (УКПГ 1–4) была применена дискретная схема расположения оборудования сепаратор – абсорбер – фильтр (см. рис. 8.4) единичной производительностью технологической нитки 3 млн. м³/сут (абсорберы ПП-252 по номенклатуре АО ЦКБН, диаметр аппаратов 1600 мм). В дальнейшем после первичной модернизации технологического оборудования, заключавшейся в установке в верхней части абсорбера фильтр-патронов, производительность абсорбера была увеличена до 5 млн. м³/сут газа (рис. 8.13).

В целях экономии производственных площадей и уменьшения металлоемкости оборудования на УКПГ 5 были размещены многофункциональные аппараты осушки газа производительностью 5 млн. м³/сут (абсорбер ПП-365 диаметром 1200 мм и высотой 16 м), включающие сепарационную, массообменную и фильтрационную части в одном аппарате. За МФА на УКПГ 5 были установлены фильтр-сепараторы. На последующих УКПГ 6–10 установлены МФА без фильтр-сепараторов (рис. 8.14).

В настоящее время на Уренгойском месторождении на УКПГ 5–10 экс-

Рис. 8.13. Схема абсорбера ГП-252



платируются 90 МФА проектной производительностью 5 млн. м³/сут. Типовая конструкция ГП-365 представляет собой колонну, функционально разделенную на три секции: сепарации, абсорбции и секции улавливания гликоля. Первая по ходу газа секция сепарации состояла из сепарационной тарелки, оснащенной 86 сепарационными центробежными элементами диаметром 60 мм (ГПР-202 по спецификации АО ЦКБН). Массообменная секция состояла (в проектном варианте) из пяти контактных ступеней, каждая из которой включала ситчатую тарелку с отверстиями 6 мм и сепарационную тарелку с центробежными элементами. Следующая по ходу газа секция

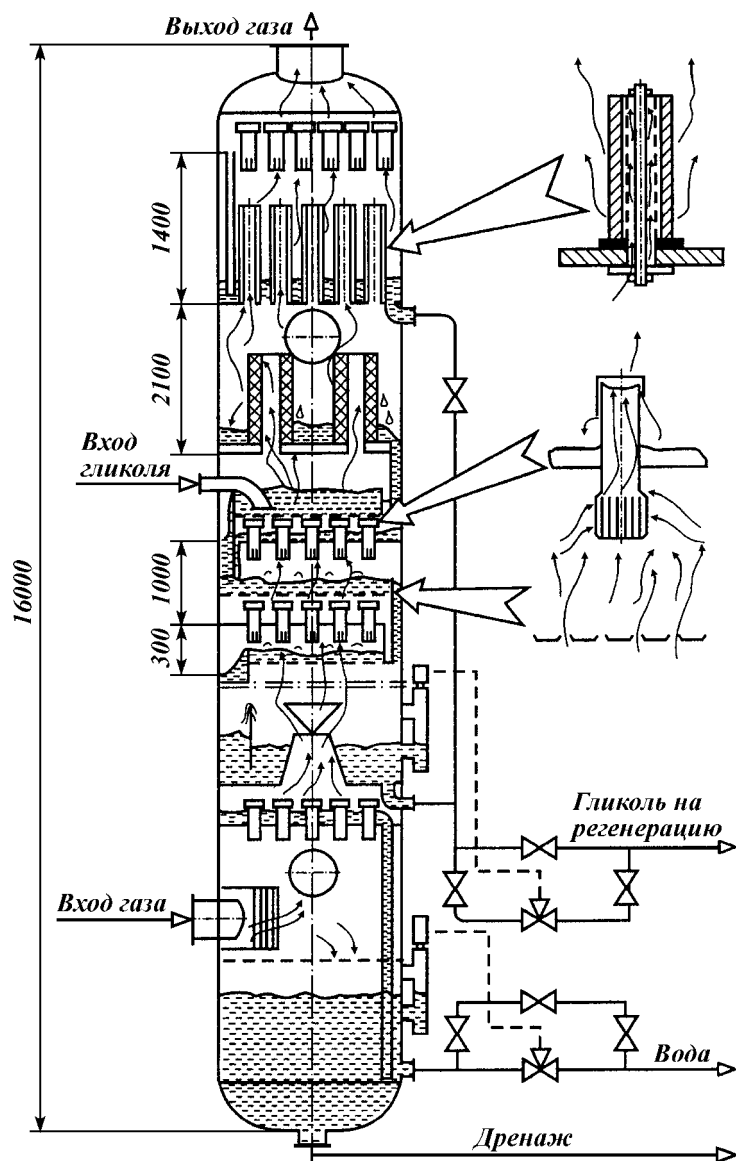


Рис. 8.14. Схема абсорбера ПП-365

улавливания гликоля, состоящая из 54 фильтр-патронов с намоткой из фильтрующего материала и рукавной сетки, служит для очистки осушенного газа от капельного гликоля. Слив уловленного в секции коагуляции гликоля осуществляется по наружной переточной трубе на полуглухую тарелку абсорбционной секции.

На пяти УКПГ сеноманской залежи (11–15 и 1АС) были размещены МФА осушки газа ПП-502 (сходной с ПП-365 по компоновке) производительностью 10 млн. м³/сут, диаметром 1800 мм, высотой 16,6 м, с размещением отдельно стоящих сепараторов перед МФА.

АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ОСНОВНОГО ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ (В ПРОЕКТНОМ ВАРИАНТЕ)

Эффективность работы аппаратов осушки газа определяется следующими основными показателями:

- глубиной извлечения влаги из газа;
- потерями ДЭГ с осушенным газом;
- длительностью межревизионного периода.

Основными факторами, влияющими на эффективность работы технологического оборудования осушки газа, являются:

- линейная скорость газа в аппарате, обусловленная его диаметром, конструкцией и параметрами газа (расход, давление, температура);
- качество работы фильтрационной части, которое обуславливает значения потерь ДЭГ с осушенным газом и межревизионного периода;
- качество работы массообменной части, которое обуславливает глубину осушки газа и нагрузку фильтрационной части по ДЭГ;
- качество работы сепарационной части, которое обуславливает концентрацию воды в отработанном растворе гликоля (НДЭГ), влияющую на эффективность работы системы регенерации и концентрацию мехпримесей и минеральных солей в НДЭГ, что в свою очередь влияет на значение межревизионного периода работы фильтрационной части МФА, фильтров и другого оборудования.

Как указано ранее, на УКПГ сеноманской залежи Уренгойского месторождения в эксплуатации находятся три основных аппарата осушки газа: ГП-252, ГП-365, ГП-502. Для сравнения: УКПГ сеноманской залежи Ямбургского месторождения оснащены абсорберами типов ГП-502 (УКПГ 1, 2, 5) и ГП-778 (УКПГ 3, 4, 6, 7) номинальной производительностью 10 млн. м³/сут.

Абсорбер ГП-252. Опыт эксплуатации аппаратов ГП-252 на четырех УКПГ сеноманской залежи показал их надежную и эффективную работу. На взгляд авторов, это объясняется заложенной в проекте обустройства месторождения несколько избыточной надежностью оборудования (относительно большим диаметром аппаратов и дискретностью расположения технологических аппаратов).

Абсорбер ГП-365. Согласно технической документации, аппарат ГП-365 должен был обеспечивать потери гликоля с осушенным газом не более 10 г/1000 м³ газа. Реальные потери ДЭГ с осушенным газом из аппаратов ГП-365 (проектный вариант) были в 3–5 раз выше.

Опыт эксплуатации данного вида оборудования показал его неэффективную и ненадежную работу (аппараты требовали ревизии через полгода эксплуатации, унос ДЭГ превышал 30 г/1000 м³). В период максимального отбора газа на месторождении неэффективная работа этих аппаратов приводила к большим потерям гликоля и нарушениям технологического режима работы оборудования (вплоть до отключения подачи ДЭГ на некоторые технологические нитки УКПГ).

Повышенный вынос ДЭГ и малый межревизионный период абсорбера ГП-365 (производительностью 5 млн. м³/сут) объясняются конструктивными недостатками и относительно малым диаметром аппарата, что и обусловило наиболее жесткий режим его эксплуатации.

Абсорбер ГП-502. Опыт эксплуатации аппаратов ГП-502 показал высокую эффективность и надежность их работы (унос ДЭГ – до 20 г/1000 м³, межревизионный период – до двух лет). На взгляд авторов, это объясняет-

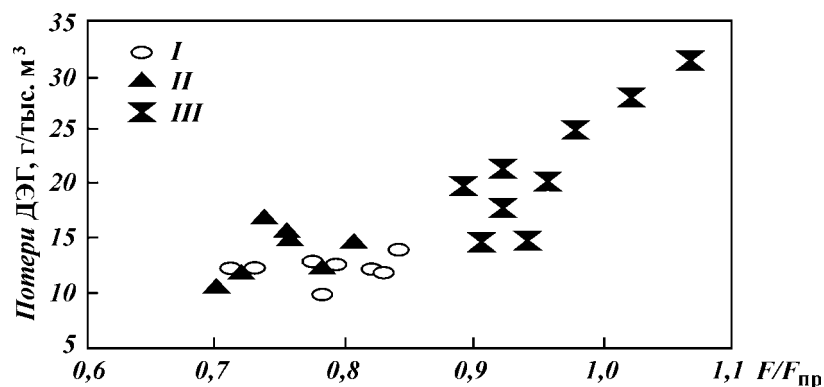


Рис. 8.15. Зависимость потерь ДЭГ от $F/F_{пр}$:
I – ГПР-252; II – ГПР-502; III – ГПР-365

ся относительно большим диаметром аппарата и высоким запасом надежности.

На рис. 8.15 приведены усредненные данные по сравнительной эффективности работы аппаратов осушки газа за весь период эксплуатации. Как видно из приведенных данных, в наиболее жестком режиме эксплуатации, характеризующемся отношением текущего и проектного факторов скорости ($F/F_{пр}$), работали аппараты ГПР-365.

Таким образом, наиболее удачной проектной схемой осушки и конструкции основного технологического оборудования на Уренгойском ГКМ является МФА ГП-502 производительностью 10 млн. м³/сут, наименее удачной – МФА ГП-365. При этом аппараты всех типов обеспечивали требуемую глубину осушки газа.

МОДЕРНИЗАЦИЯ АППАРАТОВ ОСУШКИ ГАЗА НА УРЕНГОЙСКОМ МЕСТОРОЖДЕНИИ

Для обеспечения нормальной работы оборудования по осушке газа в декабре 1986 г. было определено основное требование – обеспечение номинальной производительности многофункциональных аппаратов с минимальными потерями ДЭГ и максимальным межревизионным периодом в условиях падения давления в аппаратах до 3,4 МПа в связи с тем, что первая очередь дожимной компрессорной станции (ДКС-2) на промыслах Уренгойского месторождения планировалась размещаться за УКПГ после системы осушки газа.

В связи с этим возникла необходимость модернизации аппаратов осушки газа. Модернизация проводилась совместно с научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими организациями, в основном с Центральным конструкторским бюро нефтяного и химического машиностроения (ЦКБН) и ТюменНИИГипрогазом (ТНГГ) по всем трем направлениям совершенствования их конструкции: нижней сепарационной части, средней массообменной части и верхней фильтрационной части аппаратов.

Нижняя сепарационная секция абсорберов МФА. Нижняя сепарационная секция в МФА УКПГ сеноманской залежи представлена двумя конструкциями:

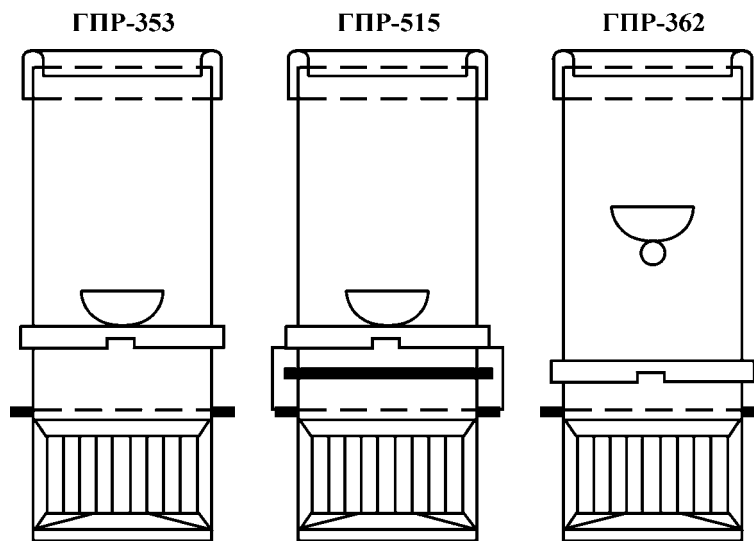


Рис. 8.16. Центробежные элементы

штатная – на базе элементов ГПР-202 диаметром 60 мм;

модернизированная по варианту ЦКБН на базе элементов ГПР-353 диаметром 100 мм и элементов ГПР-515 (рис. 8.16).

Начиная с 1987 г. на технологических нитках № 1, 2, 7, 4 УКПГ-11, № 1, 2, 4, 5, 6 УКПГ-12, № 1–6 УКПГ-13 и № 1, 5 УКПГ-15 в сепараторах были установлены и испытаны сепарационные тарелки с сепарационными элементами центробежного типа, имеющими каналы рециркуляции и отсоса части газа – ГПР-353 конструкции ЦКБН с тангенциальным узлом входа газа и пескосъемником, что на порядок улучшило эффективность работы сепараторов по сравнению со штатной конструкцией. На графике (рис. 8.17) представлены результаты сравнительных испытаний сепараторов с сепарационными тарелками штатной конструкции – линия *a* (ГПР-202) и модернизированной ЦКБН – линия *б* (ГПР-353).

Применение специальной конструкции входного устройства для песко-

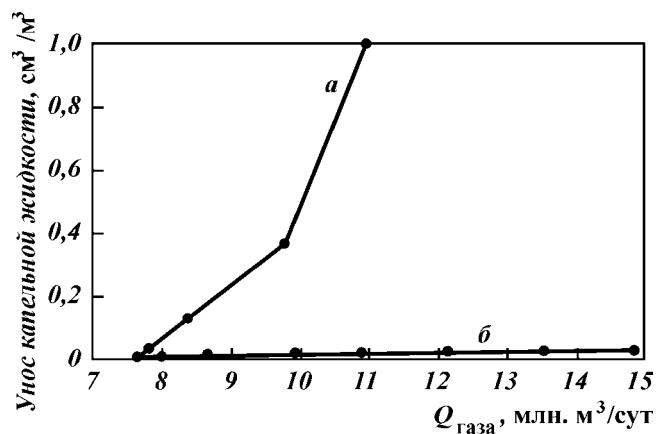


Рис. 8.17. Зависимость уноса жидкости из сепаратора от $Q_{\text{газа}}$:
a – с серийными элементами ГПР-202; *б* – с новыми рециркуляционными элементами

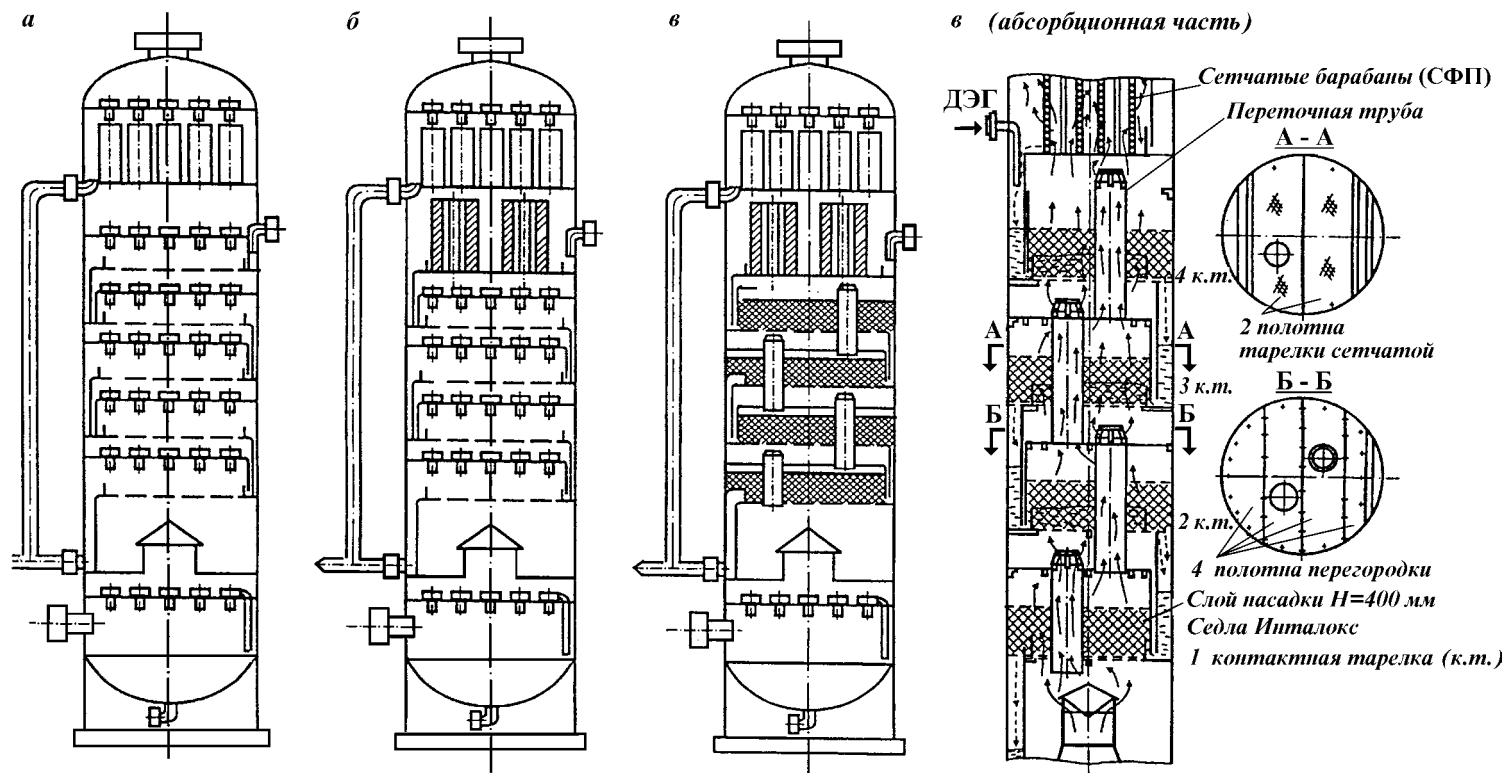


Рис. 8.18. Модернизация многофункциональных аппаратов ПП-365 по вариантам ТНГТ

улавливания и более совершенных сепарационных элементов существенно сократило попадание мехпримесей и солей в массообменную секцию.

Средняя массообменная секция. Средняя массообменная секция представлена следующими модификациями:

штатная на базе сетчатых тарелок + контактно-сепарационные элементы ГПР-202 (рис. 8.18);

модернизированная по варианту ТНГГ за счет раздвоения потока и применения насыпной насадки (рис. 8.18, **в**, абсорбционная часть);

модернизированная по варианту ЦКБН за счет монтажа дополнительно к штатной конструкции сетчатых насадок, глушения сливных карманов и дополнительной врезки сливных труб (рис. 8.19, **а**);

модернизированная по варианту ЦКБН за счет применения четырех тарелок с центробежными контактно-сепарационными элементами ГПР-362 вместо штатной конструкции (рис. 8.19, **в**).

Как уже отмечалось, одним из основных факторов, определяющих в целом эффективность работы оборудования (по уносу гликоля), является нагрузка фильтрационной части аппарата по жидкости. Исследования по определению уноса ДЭГ из массообменной части в фильтрующую показали, что при производительности, близкой к 5 млн. м³/сут, и давлении 6–7 МПа:

проектная конструкция ГП-365 (см. рис. 8.18, **а**) допускает унос до 2–2,5 г/м³ газа;

конструкция ТНГГ (рис. 8.18, **б**): фильтр-барабаны под фильтрующими патронами – унос до 0,15 г/м³;

конструкция (см. рис. 8.18, **в**, абсорбционная часть): разделение потока + фильтр-барабаны – унос до 0,01 г/м³;

конструкция ЦКБН (см. рис. 8.19, **а**) с контактно-сепарационными насадками в абсорбционной части и сепарационной тарелкой с элементами ГПР-353 перед фильтрующей частью – до 0,1 г/м³;

конструкции ЦКБН (см. рис. 8.19, **в**) с контактно-сепарационными элементами ГПР-362 в абсорбционной части – до 0,075 г/м³.

Как видно из приведенных результатов исследований, конструкция абсорбционной части с разделением потока обеспечивает наименьшую нагрузку фильтрационной части аппаратов по ДЭГ, а следовательно, уменьшается количество механических примесей, поступающих с ДЭГ на фильтр-патроны, что увеличивает межремонтный период аппаратов осушки газа.

Верхняя сепарационная секция. Верхняя сепарационная секция МФА (ГП-365) представлена двумя группами модификаций:

а) модификации с устройствами, обеспечивающие предварительную сепарацию капельного ДЭГ (уносимого из абсорбционной секции) и тем самым разгрузку фильтрующих патронов по ДЭГ (см. рис. 8.18, **б**);

б) модификации, обеспечивающие окончательную сепарацию без применения фильтрующих патронов (см. рис. 8.19, **в**).

Вместо фильтрующих патронов в ходе промысловых испытаний устанавливались:

центробежные элементы ГПР-353 + горизонтальная сетка;

центробежные элементы ГПР-515 с горизонтальной сеткой или без нее;

сетчатые барабаны “Интенсеп”;

центробежные элементы ГПР-515.

Модификации группы “а” обеспечивают увеличение времени наработки “на отказ”, поскольку фильтрующие патроны выполняют функцию оконча-

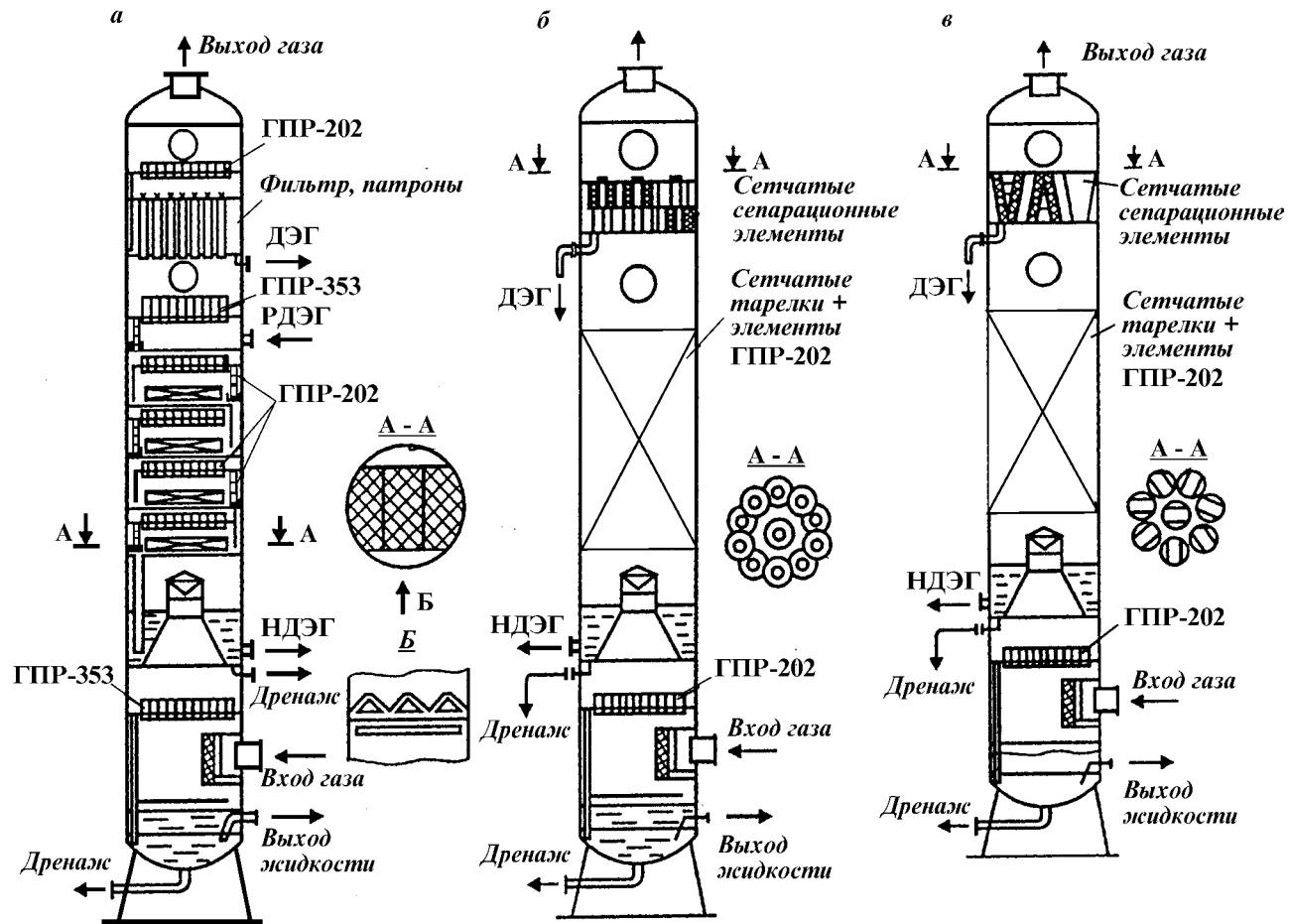


Рис. 8.19. Основные схемы модернизации многофункциональных аппаратов ГП-365 по вариантам ЦКБН

тельной очистки газа от ДЭГ. Основная идея применения модификаций группы “б” – исключить наличие фильтрующих патронов вследствие забивки их мехпримесями и выхода из строя при повышении их гидравлического сопротивления.

На основании многочисленных промысловых исследований можно сделать вывод, что модификации группы “а” оказались наиболее приемлемыми для обеспечения минимальных потерь ДЭГ при возможно большей производительности аппарата. Отказаться же от фильтр-патронов верхней части аппарата на основании многократных испытаний различных конструкций пока что не считаем возможным. Вместе с тем работу по замене фильтр-патронов на более совершенные конструкции необходимо продолжить.

Следует отметить, что основной причиной неэффективной работы оборудования осушки газа по критерию “унос с осушенным газом” являлась ненадежная работа фильтрационной части аппаратов. Из-за большой нагрузки по жидкости и высокого содержания мехпримесей уже через 3–4 мес после ревизии фильтр-патроны забивались мехпримесями, что приводило к возрастанию перепада давления по фильтрационной части и, как следствие, повышенному выносу мелкодисперсного ДЭГ с осушенным газом. Поэтому наряду с изменением конструкции аппаратов велась работа по повышению эффективности очистки ДЭГ от мехпримесей (состоящих в основном из продуктов коррозии оборудования и трубопроводов, продуктов разложения и окисления ДЭГ, песка и грязи). В частности, на УКПГ были размещены фильтры тонкой очистки ДЭГ типа ФВТН-10, а также проверялись различные технические предложения специалистов Уренгойгазпрома и ТюменНИИ-Гипрогаза.

Компоновки модернизированных аппаратов осушки. На УКПГ сеноманской залежи УНГКМ были испытаны различные компоновки и модификации модернизаций аппаратов осушки газа. Схемы модернизаций по вариантам Тюменгазтехнологии (см. рис. 8.18) следующие:

штатная конструкция; модернизация с сетчатыми барабанами под фильтрующими патронами; модернизация с сетчатыми барабанами под фильтрующими патронами и измененной массообменной секцией за счет исключения тарелок с элементами ГПР-202, раздвоения потока газа и контактных ступеней, выполненных из насыпной насадки (седла Инталокс – толщина 400 мм, кольца Рашига – толщина 400 мм).

Обсудим теперь результаты модернизаций абсорберов в целом и вытекающие из этого практические рекомендации.

Абсорберы ГП-252. Абсорберы этого типа находятся в эксплуатации на УКПГ-1–4. Эти аппараты представляли собой колонну диаметром 1,6 м, оснащенную колпачковыми тарелками. По предложению ЦКБН абсорбер был модернизирован – в верхней его части на месте 13- и 14-й контактных тарелок была смонтирована ступень фильтрации, оснащенная фильтр-патронами, которые устанавливались на патрубки демонтированных колпачков. Конструкция фильтр-патронов аналогична использованной в МФА ГП-365 и представляет собой цилиндрический каркас из перфорированного листа, на который намотано в 5–6 слоев лавсановое техполотно. Снизу и сверху намотка из техполотна армирована 2–3 слоями металлической рукавной сетки.

Выбор схемы модернизации абсорберов ГП-252 производился на основании положительных результатов ранее проведенной реконструкции МФА ГП-365 (приведены ниже), где был использован принцип деления потока обрабатываемого газа на две части.

Основные технические решения по модернизации заключались в следующем:

колпачковые тарелки демонтируются и заменяются на четыре сетчатые тарелки;

поток обрабатываемого газа переточными трубами и перегородками делится на две равные части, которые осушаются на двух чередующихся ступенях контакта;

для увеличения глубины осушки газа на контактную ступень помещается слой насадки из керамических седел Инталокс высотой от 400 до 600 мм;

для улавливания капель абсорбента на место 11-й контактной тарелки монтируются на трех полотнах 10 сетчатых фильтр-патронов (типа СФП-3.00.000).

Впервые модернизация абсорбера ГП-252 была осуществлена на технологической линии № 12 УКПГ-4 в августе 1989 г. К концу 1991 г. аппарат отработал без ревизии более двух лет, при этом унос гликоля при рабочих давлениях 5,5–5 МПа и расходах газа 170–190 тыс. м³/ч не превышал 9–12 г/тыс. м³.

Абсорбер ГП-365. Как уже отмечалось, данная конструкция является наименее удачной из проектных конструкций аппаратов, поэтому модернизации данного оборудования уделялось особое внимание. Наиболее удачной схемой модернизации МФА ГП-365 явилась схема, предложенная ТНГГ и впервые испытанная в 1988 г. на технологической нитке (ТН) № 7 УКПГ-10. Эта схема модернизации с разделением потока газа в массообменной части аппарата на две части с установкой до фильтр-патронов дополнительной ступени фильтрации (фильтр-барabanов СФП-1) показана на рис. 8.18.

Основная идея, заложенная при модернизации аппаратов (конструкции ТНГГ), заключается в разделении потока осушаемого в массообменной ступени газа на две части, для чего используется система переточных труб и разделяющих перегородок. Это уменьшает линейные скорости в контактной ступени в два раза, а также существенно снижает унос абсорбента в капельном виде на секцию доулавливания гликоля, что приводит к уменьшению загрязнения фильтрующего материала. Это, в свою очередь, позволяет обеспечить более длительный период межремонтной эксплуатации аппарата с сохранением приемлемого значения потерь гликоля. Анализ работы модернизированных аппаратов показывает, что они работают достаточно эффективно (по критерию – технологические потери ДЭГ в капельном виде). В данной конструкции аппарата осушки нагрузка на фильтрующую часть МФА значительно снижается (практически в 100 раз – с 2–3 г/м³ в штатной конструкции до 0,01–0,03 г/м³ в модернизированной).

Опытно-промышленная эксплуатация модернизированных по этой схеме аппаратов на двух технологических линиях показала положительные результаты, на основании которых было принято решение о тиражировании подобной модернизации для аппаратов осушки газа ГП-365 и ГП-252 в широких масштабах. Промысловые исследования и результаты промышленной эксплуатации 80 аппаратов подтвердили высокую эффективность работы МФА после такой модернизации. При этом за счет интенсификации массообмена посредством применения различных насадок в абсорбционной части аппарата (кольца Рашига, седла Инталокс и т.д.) на всех режимах работы модернизированных аппаратов качество подготавливаемого газа соответствовало требованиям ОСТ 51.40–93.

Внедрение данной схемы модернизации привело к повышению надежности и эффективности работы основного технологического оборудования и увеличению производительности установок осушки газа в 1,5 раза по сравнению с проектной. На рис. 8.20 представлены сравнительные характеристики эксплуатируемых на УНГКМ аппаратов осушки газа по зависимости унос ДЭГ – время наработки.

Основные схемы модернизаций аппаратов ГП-365 по вариантам ЦКБН (см. рис. 8.19) следующие:

модернизация нижней сепарационной и верхней частей массообменной секции (под фильтрующими патронами) с заменой сепарационных элементов диаметром 60 мм на элементы ГПР-353 диаметром 100 мм. Над сетчатыми тарелками смонтированы специальные сетчатые контактно-сепарационные насадки (ГПР-435); УКПГ 9, ТН № 2 (см. рис. 8.19, а);

модернизация с заменой фильтр-коагулирующей секции на сепарационную насадку из овально-цилиндрических элементов модульного типа (ГПР-445) вместо фильтрующих патронов; УКПГ-8, ТН № 13 (см. рис. 8.19, б);

модернизация с установкой в абсорбционной части контактно-сепарационных тарелок с элементами ГПР-362 на месте фильтр-патронов сепарационной тарелки с элементами ГПР-515 (см. рис. 8.19, в).

В целом перечисленные модернизации ЦКБН не показали достаточную эффективность работы МФА осушки газа ГП-365 по сравнению с аппаратами, модернизированными по схеме ТНГГ (с разделением потока), хотя отдельные моменты компоновки аппаратов, такие как сепарационные тарелки с элементами ГПР-515, ГПР-353 и контактно-сепарационные тарелки с элементами ГПР-362, показали эффективную и надежную работу.

К основным недостаткам модернизации конструкции аппаратов осушки газа, предложенной ТНГГ (с разделением потока), можно отнести сравнительно менее эффективную работу массообменной части из-за уменьшения площади контакта газ – ДЭГ и недостаточную надежность применяемых насадок (постепенное разрушение керамической насадки и засмоление пластиковых насадок). Другим недостатком конструкции являются высокая нагрузка по жидкости на фильтрационную часть (вплоть до “захлебывания” аппарата) и, как следствие, малый межревизионный период.

Абсорбер ГПР-502. Учитывая предыдущий опыт модернизаций аппаратов осушки газа, на УКПГ-12 были проведены модернизации серийного аппарата ГП-502 по вариантам ЦКБН (ТН № 6) и ТНГГ (ТН № 4). Суть модернизации заключалась в следующем:

абсорбционная часть МФА ТН № 4 модернизирована по методике ТНГГ

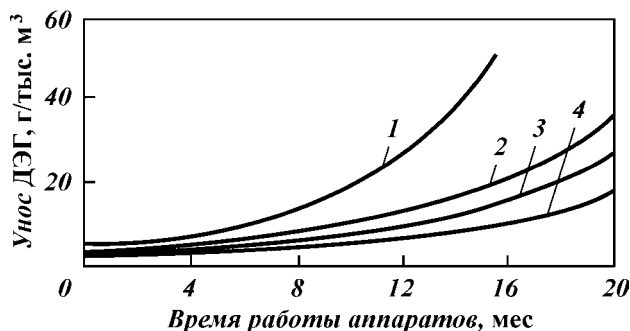


Рис. 8.20. Зависимость уносов ДЭГ от времени наработки аппаратов осушки газа: 1 – ГП-365 (проектный); 2 – ГП-365 (модернизированный); 3 – ГП-502; 4 – ГП-252

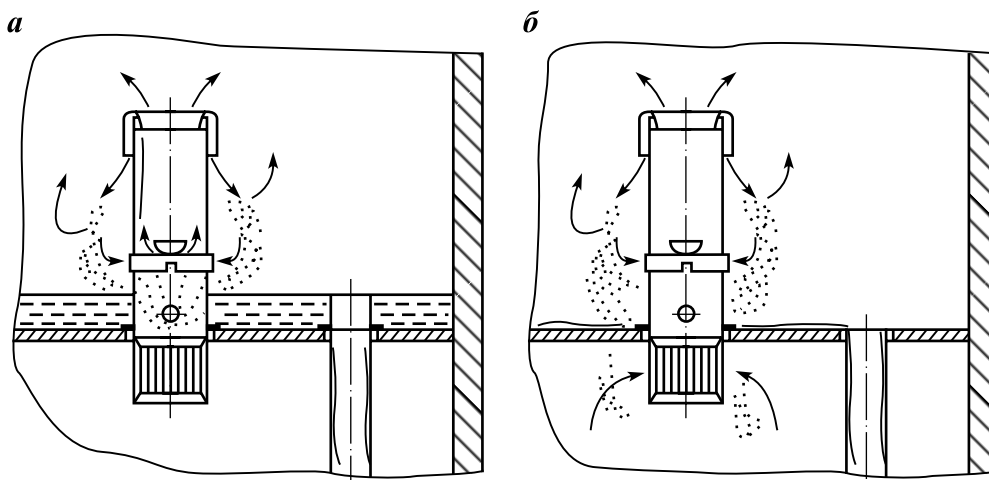


Рис. 8.21. Варианты компоновки контактно-сепарационных элементов ГПР-362

с разделением потока, в качестве коагулирующих элементов установлены слои рукавной сетки, перед фильтр-патронами установлена тарелка с элементами ГПР-515 конструкции ЦКБН (первый опыт совместной модернизации ЦКБН и ТНГГ);

в абсорбционной части МФА ТН № 6 установлены контактные сепарационные тарелки с элементами ГПР-362 конструкции ЦКБН, работающие в режиме контактирования и сепарации (рис. 8.21, а);

на верхней сепарационной тарелке за фильтр-патронами установлены те же элементы ГПР-362, работающие в режиме сепарации (рис. 8.21, б).

В табл. 8.39 представлены результаты исследований сравнительной эффективности работы модернизированной по варианту ТНГГ ТН № 4, 5 – штатной конструкции и модернизированной по варианту ЦКБН ТН № 6. Как видно из данных, модернизация ТНГГ не обеспечивает эффективную осушку газа. При вдвое большей подаче ДЭГ на ТН № 4 по сравнению с подачей на ТН № 5 эффективность осушки ниже.

В ноябре 1995 г. выполнены испытания модернизированного по схеме ЦКБН абсорбера осушки газа на УКПГ-12 (ТН № 6). Основные результаты испытаний представлены на рис. 8.22. Унос ДЭГ из аппарата при производительности до 260 тыс. м³/ч (при $F/F_{пр} = 0,9$ – отношения текущего и проектного факторов скорости) не превышает проектного значения 15 мг/м³. При превышении фактора скорости по аппарату выше проектного ($F/F_{пр} >$

ТАБЛИЦА 8.39

Результаты сравнительных испытаний технологических ниток № 4, 5, 6 УКПГ-12 (ТН № 4 – модернизация ТНГГ, ТН № 5 – штатная конструкция, ТН № 6 – модернизация АО “ЦКБН”)

Технологические параметры	Технологическая нитка		
	№ 4	№ 5	№ 6
Давление газа, МПа	4,2	4,2	4,2
Температура газа, °С	10	10	10
Расход газа, тыс. м ³ /ч	204	203	192
Подача гликоля, м ³ /ч	1,72	0,77	1,12
Температура точки росы, °С	-19,5	-22,7	-20,5

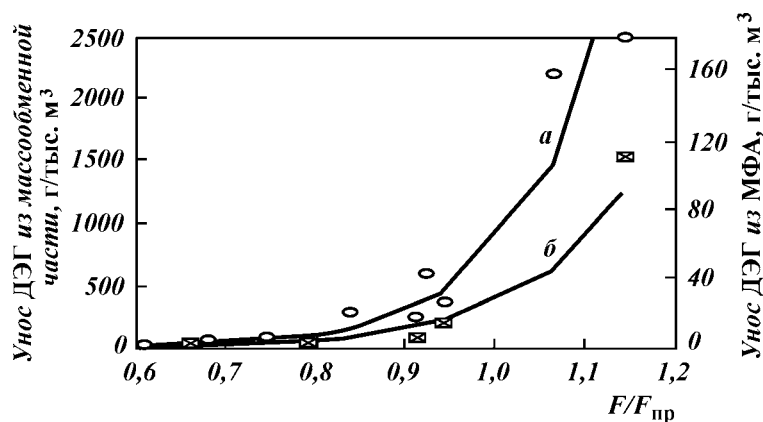


Рис. 8.22. Результаты испытаний технологической нитки № 6 УКПГ-12:
 а – унос ДЭГ из массообменной части; б – унос ДЭГ из МФА

> 1) на ТН № 6 наблюдался массовый вынос ДЭГ из абсорбционной части в фильтрационную, вплоть до полного зависания абсорбента.

Как показал сравнительный анализ результатов испытаний ТН № 4, 6 УКПГ-12, перечисленные недостатки схем модернизаций ЦКБН и ТНГГ не были устранены. Поэтому, обобщая накопленный опыт эксплуатации различных модификаций и схем модернизаций основного технологического оборудования, учитывая их положительные и отрицательные стороны, можно сделать вывод, что для проектирования вновь обустриваемых месторождений Западно-Сибирского региона наиболее приемлемой по всем характеристикам является следующая компоновка МФА на основе серийного аппарата ГП-502:

сепарационная часть – сепарационная тарелка с элементами ГПР-515 (ГПР-353) конструкции ЦКБН;

абсорбционная часть – массообменные тарелки с контактно-сепарационными элементами ГПР-362 (с использованием принципа разделения потока газа в массообменной части по схеме ТНГГ);

перед фильтр-патронами – сепарационная тарелка конструкции ЦКБН (ГПР-515).

Таким образом, на сегодняшний день на промыслах сеноманской залежи Уренгойского месторождения проведен комплекс научно-исследовательских работ по реконструкции основного технологического оборудования. Можно сказать, что Уренгойский промысел – полигон для отработки новых технических решений и технологий, которые в дальнейшем находят применение на других северных месторождениях России. На основании многочисленных промысловых исследований были выбраны схемы модернизаций, показавшие наибольшую эффективность при минимальных капитальных затратах. Опыт эксплуатации и многочисленные специальные исследования эффективности работы основного оборудования осушки газа показали, что:

наиболее удачной проектной схемой осушки и конструкции основного технологического оборудования на УГКМ является абсорбер ГП-502 производительностью 10 млн. м³/сут (эти абсорберы установлены на УКПГ-1АС, 11, 12, 13, 15);

наименее удачной – абсорбер ГП-365 (УКПГ-5–10);

наиболее удачной схемой модернизации МФА ГП-365 явилась предложенная и впервые испытанная в 1988 г. схема разделения потока газа в массообменной части аппарата на две части с установкой до фильтр-патронов дополнительной ступени фильтрации (фильтр-барabanов различной конструкции);

наиболее эффективно работающими сепарационными элементами, испытанными на УНГКМ, являются центробежные элементы ГПР-353 и ГПР-515 конструкции ЦКБН (также хорошие результаты работы показали сепарационно-контактные элементы ГПР-362);

модернизация ТНГГ (разделение потока) обеспечила работоспособность абсорбера ГП-365 с требуемым качеством газа и минимальными потерями ДЭГ.

Испытания многочисленных конструкций фильтрующей части аппаратов позволили сделать однозначный вывод о невозможности в настоящее время отказа от фильтр-патронов, установленных в верхней части аппарата. При всей сложности их сборки и монтажа они обеспечивают минимальный вынос ДЭГ и длительный межревизионный период работы многофункционального аппарата.

МОДЕРНИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ПРИ ПОДКЛЮЧЕНИИ КОМПРЕССОРОВ ВТОРОЙ ОЧЕРЕДИ (ДКС-1)

В системе ДКС-1 второй ступени (первой очереди), установленных после установок гликолевой осушки газа (ДКС-2), используются агрегаты воздушного охлаждения газа типа 2АВГ-75, в которых охлаждается поток осушенного газа сеноманских залежей перед подачей его в промышленный коллектор. В эксплуатационном отношении этот тип АВО хорошо зарекомендовал себя именно как аппарат охлаждения осушенного газа, например в зимнее время аппараты имеют “солидный” запас по требуемой степени охлаждения и потенциально могут снижать температуру газа на 25–30 °С. Однако этот же тип АВО, согласно проекту, устанавливается и на ДКС-1 (второй очереди) в “голове” технологического процесса, которые используются для охлаждения сырого газа. К сожалению, конструктивные особенности данного типа АВО не позволяют обеспечить равномерное охлаждение потока газа по рядам теплообменных трубок. Нижний пучок трубок, со стороны которых поступает холодный поток воздуха, охлаждается значительно сильнее, чем верхний пучок трубок, причем эта неравномерность охлаждения может достигать 20 °С и более.

Поэтому в системе ДКС-1 в отдельных секциях АВО, а также в нижних трубках из-за разной интенсивности их охлаждения в зимний период появляются условия для образования гидратов, что приводит к образованию гидратных пробок в отдельных секциях, отдельных трубках. Это обусловлено тем, что трубки секций аппарата, расположенные ближе к потоку холодного воздуха, подаваемого вентиляторами, подвержены более интенсивному охлаждению и при движении газа в них происходит образование гидратов и, как следствие, закупорка сечения трубок (вплоть до их порыва). В этих случаях появляется необходимость перераспределения тепловой нагрузки по секциям АВО, что осуществляется в промышленных условиях следующими способами:

регулированием производительности потока воздуха за счет изменения угла атаки лопастей вентилятора (в зимний период угол атаки устанавливается минимальным – 8 градусов);

периодическим отключением отдельных вентиляторов по определенной схеме (в зависимости от температуры окружающего воздуха);

отключением отдельных секций АВО (1–3 секции), при этом возрастают линейные скорости потока газа секций аппарата и уменьшается вероятность скопления капельной влаги;

подачей (не предусмотренной проектом) метанола на вход каждой секции АВО ДКС-1 (до 300 г/1000 м³).

Несмотря на принимаемые перечисленные меры (которые крайне нетехнологичны), в зимний период (при температурах воздуха ниже минус 10–15 °С) средняя температура газа на выходе из АВО ДКС-1 снижается лишь до плюс 15–20 °С, т.е. потенциальные возможности охлаждения газа в АВО в полной мере не используются. Таким образом, осушка газа в абсорберах осуществляется с повышенной по сравнению с проектом температурой контакта газ – ДЭГ. Фактически осушающая способность ДЭГ при температурах контакта выше 20–22 °С, давлениях 4–5 МПа и максимально возможной концентрации регенерированного ДЭГ (99,3 мас. %) не позволяет осушать газ в соответствии с требованиями ОСТ 51.40–93 в зимнее время года. Поэтому в некоторые периоды времени года практически невозможно обеспечить соблюдение требований отраслевого стандарта (ОСТ 51.40–93) относительно точки росы осушенного газа по влаге из-за работы абсорберов гликолевой осушки при высокой температуре контакта (в жаркие дни летнего периода температура в абсорбере может достигать 35–40 °С, а в зимнее время при сильных морозах из-за невозможности эксплуатации АВО на полную мощность по указанным технологическим причинам также может иметь место повышенная температура контакта, иногда до 25–30 °С).

В связи с изложенным АВО газа данного типа практически невозможно эксплуатировать для охлаждения “сырого” газа на месторождениях Крайнего Севера без значительных отклонений от требуемых параметров осушки газа. АВО данного типа модернизировать нецелесообразно, так как это потребует значительных капвложений. Поэтому в отрасли активно разрабатываются конструкции АВО, более приспособленные для охлаждения неосушенного газа. Основные направления разработки и адаптации АВО для охлаждения неосушенного газа состоят в следующем:

обеспечить более равномерное охлаждение газа по теплообменным трубкам (это можно осуществить за счет изменения схем циркуляции воздуха, направив поток воздух вдоль трубок, а не поперек; модификацией схем циркуляции холодного воздуха с созданием закрученных потоков; модификацией конструкций трубок, используя, например, трубки разного диаметра и различного оребрения с целью обеспечения разных коэффициентов теплообмена по рядам трубок и другими техническими решениями);

конструктивно разделить АВО на ряд независимых секций с автоматической подачей ингибитора гидратообразования только в ту секцию, где реально возникла гидратоопасная ситуация (а не “размазывать” ингибитор по всем трубкам АВО).

Следует подчеркнуть, что последующая разработка надежных конструкций АВО – только звено в технологической проблеме обеспечения качества подготовки газа на поздней стадии эксплуатации месторождения. Для более полного решения этой проблемы необходимо изменить технологическую схему и, возможно, подобрать более подходящий абсорбент (например, в некоторых случаях использовать вместо диэтиленгликоля триэтиленгликоль). Применительно к условиям Уренгойского месторождения при подключении в

“голове” технологического процесса ДКС-1 наиболее приемлемый вариант – осуществить технологическую схему осушки газа на двух температурных уровнях с охлаждением газа в АВО между ступенями осушки (теоретическое рассмотрение этого вопроса представлено в разделе 8.2.1) и сохранить при этом в качестве абсорбента диэтиленгликоль. В этой технологии снижаются требования к конструкциям АВО (так как на охлаждение поступает частично осушенный газ), и, как показывают технологические расчеты, вполне можно использовать проектные конструкции АВО без существенной их модернизации. Соответствующие технологические проработки показали достаточную эффективность данной технологии при условии, что ступень предварительной осушки соответствует 0,5 теоретической тарелки (это вполне достижимо). Принципиальная технологическая схема двухступенчатой осушки газа на двух температурных уровнях применительно к условиям Уренгойского месторождения представлена на рис. 8.23.

В настоящее время на УКПГ-3 Уренгойского месторождения смонтирована схема двухступенчатой осушки газа и проводятся промышленные испытания. Предварительные результаты показывают близкое соответствие прогнозных и фактических показателей в части эффективности первой ступени осушки, что обеспечивает функционирование АВО газа в безгидратном режиме работы. Технологическая схема процесса двухступенчатой осушки газа приведена на рис. 8.24. Схема включает предварительную осушку газа до АВО первой ступени и окончательную осушку в абсорбере.

Предварительная осушка сырого газа осуществляется в цехе очистки газа. Суть процесса заключается в следующем. Весь объем отработанного насыщенного раствора ДЭГ с продувки абсорберов УКПГ с давлением 5,5 МПа направляется на впрыск во входной трубопровод D_y 500 фильтр-сепаратора ГП-605, где сырой газ осушается в прямотоке с насыщенным ДЭГ концентрацией 98–98,5 %. Далее НДЭГ сепарируется в фильтр-сепараторе ГП-605 и направляется на установку регенерации УКПГ.

В качестве контактного массообменного устройства используется прямой участок технологического газопровода D_y 500 цеха очистки газа между входным сепаратором ГП-554 и фильтр-сепаратором ГП-605. Чтобы обеспечить

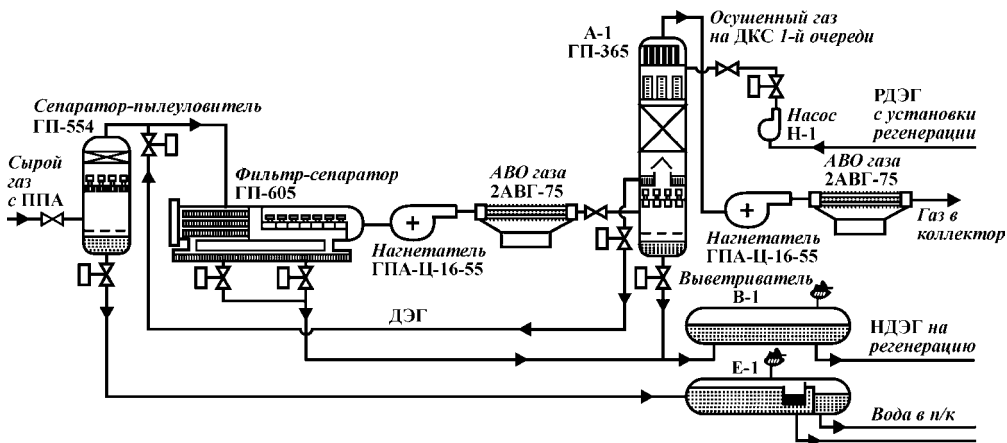


Рис. 8.23. Схема двухступенчатой осушки газа на двух температурных уровнях (применительно к УКПГ Уренгойского месторождения)

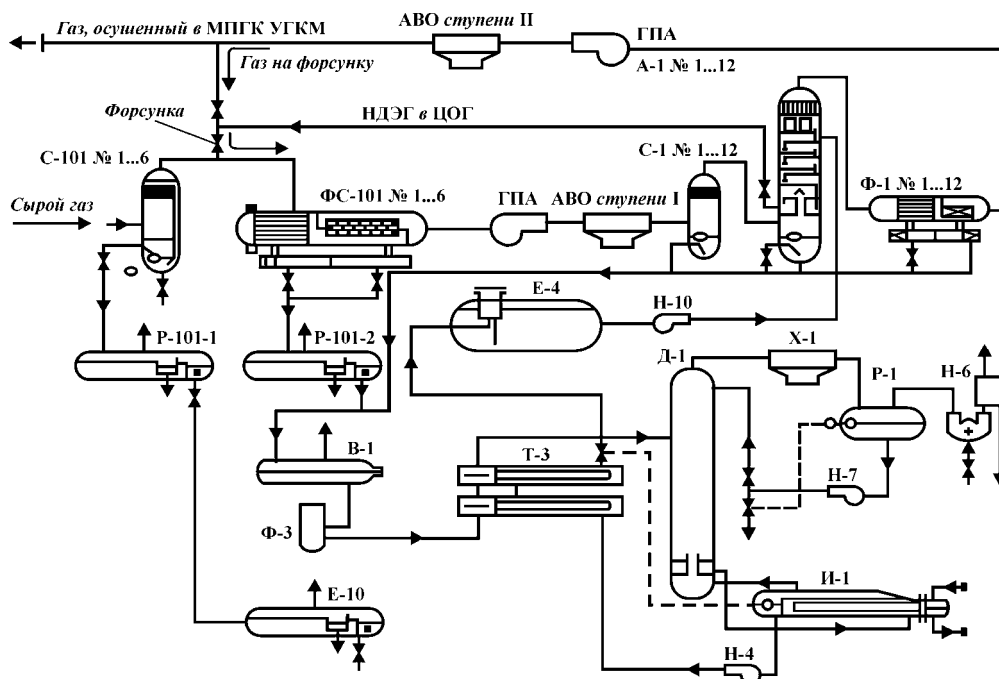


Рис. 8.24. Реализованная технологическая схема двухступенчатой осушки газа на УКПГ-3 Уренгойского месторождения:

ЦОГ – цех очистки газа ДКС; ГПА – газоперерабатывающий агрегат; АВО – аппарат воздушного охлаждения; С-101 – сепараторы ЦОГ; ФС-101 – фильтр-сепараторы ЦОГ; Р-101 – разделители ЦОГ. Цех осушки газа и регенерации ДЭГ: С – сепаратор, А – абсорбер, Ф – фильтр, Е – емкости, Н – насосы, Д – десорбер, И – испаритель, Х – холодильник, Т – теплообменник, В – выветриватель

эффективный контакт НДЭГ с сырым газом, на этом участке трубопровода предусматриваются струйные распылители НДЭГ.

При работе узла предварительной осушки газа в абсорберах УКПГ создаются более благоприятные условия для глубокой осушки газа, так как влагосодержание газа уже существенно ниже из-за того, что на предварительной ступени контакта до ГПА ДКС-1 происходит извлечение из природного газа 50–60 % паровой влаги и всего имеющегося количества капельной влаги. Причем расчетами подтверждается, что при кратности циркуляции ДЭГ ~ 10 кг/тыс. m^3 и концентрации РДЭГ 99,3 % НДЭГ на выходе из абсорбера должен иметь концентрацию порядка 98 %, так как влагосодержание газа на входе в абсорбер будет 0,075–0,15 г/ m^3 .

Отбор газа для струйного распылителя НДЭГ осуществляется с выходного коллектора АВО газа ДКС-2. Это позволяет иметь достаточный запас давления для реализации критического режима истечения газа через сопла распылителей, а также дает возможность отбирать с нижней зоны коллектора пленку унесенного с потоком осушенного газа из абсорбера осушки мелкодисперсного и уже частично скоагулировавшего в системе трубопроводов ДКС второй ступени ДЭГ.

Таким образом, внедрение схемы предварительной осушки обеспечит практически безгидратный режим работы АВО сырого газа, что в свою оче-

редь позволит поддерживать достаточно низкую температуру газа на выходе АВО в холодное время года и обеспечить этим самым наиболее благоприятные условия для абсорбции влаги в осенне-зимний период.

В летний период представляется целесообразным осуществить возможность переключения ДКС первой ступени (ДКС-1) на схему работы “после УКПГ”, что не предусмотрено проектом. Расчеты показывают, что из-за летнего снижения отборов газа скорость газа в аппаратах осушки, определяющая потери ДЭГ с осушенным газом, хотя и увеличится, но не будет превышать критических значений.

8.2.3

ОСОБЕННОСТИ НОРМИРОВАНИЯ И ПРОГНОЗИРОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ ГЛИКОЛЕЙ НА УСТАНОВКАХ ОСУШКИ ГАЗА

Технико-экономический анализ доказывает, что в эксплуатационных затратах на функционирование установок гликолевой осушки газа существенную долю занимают безвозвратные потери гликоля: в зависимости от производительности установки, термобарического режима и конструктивных особенностей аппаратов эта доля в общих затратах может составлять от 50 до 80 %.

Особую актуальность проблема оптимизации, сокращения и нормирования технологических потерь ДЭГ приобрела в последние годы: резко увеличилась (в относительных показателях) стоимость транспортных расходов на железнодорожные перевозки гликоля, оптовая цена 1 т ДЭГ постоянно меняется, возникает зависимость потребителей от поставщиков и производителей гликолей.

Основной единицей измерения норм расхода химреагентов при добыче и промышленной подготовке газа является удельный расход в граммах на 1000 стандартно-нормальных м³ (т.е. приведенных к 20 °С и 0,1 МПа) подготовленного к дальнему транспорту природного газа. Согласно принятой в отрасли классификации нормы расхода химических реагентов подразделяются на индивидуальные и групповые.

Применительно к нашему случаю – нормированию гликолей – под индивидуальной нормой расхода, казалось бы, следует понимать удельный расход реагента по отдельной технологической линии УКПГ, так как основная статья потерь (см. ниже) – капельный унос – зависит от текущего состояния технологического оборудования конкретной линии (в частности, зависит от того, проводилась ли “модернизация” нитки или нет, когда была последняя ревизия и т.п.). Однако следует подчеркнуть, что не все статьи технологических потерь гликоля можно достаточно четко отнести к конкретной нитке, например, система регенерации является “единой” для всех ниток УКПГ (в отрасли имеется лишь один случай, когда система регенерации НДЭГ обслуживает две УКПГ, – на Ямбургском месторождении).

Поэтому под индивидуальной нормой расхода гликоля, на взгляд авторов, целесообразно понимать удельную норму его расхода в целом по УКПГ, тогда как под групповой нормой расхода гликоля будем понимать средневзвешенное значение расхода для всего промысла (т.е. по газопромысловому управлению или производственному объединению в целом, что зависит от

конкретной ситуации). В то же время отдельные статьи потерь гликоля могут и должны дифференцироваться по технологическим ниткам каждой УКПП.

Введем следующие значения: $G_{гр}$ – групповая (средневзвешенная) норма расхода гликоля на установках осушки газа в ПО или ГПУ, г/1000 м³; G_i – индивидуальная норма расхода гликоля на i -й УКПП, г/1000 м³; Q_i – добыча газа по i -й УКПП, млрд. м³ в год или месяц (в зависимости от рассматриваемого случая); g_k, g_{ik} – составляющие индивидуальной нормы расхода гликоля на i -й УКПП, г/1000 м³.

Групповая норма $G_{гр}$ (в целом по промыслу) связана с индивидуальными нормами G_i (по УКПП) следующим соотношением:

$$G_{гр} = \sum_i G_i Q_i / \sum_i Q_i. \quad (8.1)$$

Индивидуальная норма расхода гликоля G на какой-либо УКПП складывается из составляющих g_k

$$G = \left(\sum_k g_k \right) K_3, \quad (8.2)$$

или для i -й УКПП может использоваться следующая эквивалентная запись:

$$G_i = \left(\sum_k g_{ik} \right) K_3. \quad (8.3)$$

Здесь введен коэффициент запаса K_3 на неучтенные (либо непредвиденные) факторы. Этот коэффициент также косвенно учитывает и неточности в оценке величин g_i . Рекомендуемое нами значение $K_3 = 1,15$. При соответствующем технологическом обосновании значение коэффициента может быть уменьшено до 1,05–1,1 либо увеличено (но не более чем до 1,2–1,25).

Основанием для некоторого варьирования значения K_3 может служить анализ фактических и прогнозных норм за предшествующие годы или предстоящие изменения в технологии и модернизация оборудования (влияние которых затруднительно в полной мере учесть при планировании норм: последнее обстоятельство может и быть основанием для некоторого увеличения K_3).

Следует отметить, что определенное количество гликоля, унесенного в капельном и паровом виде из абсорберов УКПП в газотранспортную систему, может улавливаться во входных сепараторах на головной компрессорной станции. В настоящее время разрабатываются варианты технологии регенерации этого водного раствора гликоля, причем получаемый РДЭГ может возвращаться в производственное объединение. Однако головная КС, как правило, не входит в структуру ПО, поэтому возвращаемый в цикл гликоль следует рассматривать так же, как и поступающий вновь с завода-изготовителя (однако регенерированный гликоль, возвращаемый с КС, может иметь несколько меньшую стоимость). Поэтому в настоящее время не следует модифицировать формулы (8.1) или (8.2), вводя в них дополнительное слагаемое G_v (со знаком “минус”), ответственное за частичный возврат гликоля в систему осушки. Целесообразнее вводить понятия фактических потерь с учетом возврата части унесенного с газом гликоля (G_{ϕ}^*) и без учета возврата (G_{ϕ}), причем $G_{\phi}^* \leq G_{\phi}$. При текущем анализе расхода гликолей полезно и необхо-

димо сопоставлять значения G_{ϕ} и G_{ϕ}^* , намечая при этом пути и мероприятия по сокращению значения $G_{гр}$.

Перейдем к анализу структуры индивидуальной нормы расхода гликоля. Прежде всего отметим, что пионером в этом вопросе, по-видимому, была И.И. Бородина, выделившая десять составляющих безвозвратных потерь гликоля. Детальный анализ показывает, что применительно к крупным газовым месторождениям Западной Сибири сейчас достаточно вводить не более семи составляющих технологических потерь гликоля (ДЭГ и ТЭГ):

- g_1 – механический (капельный) унос гликоля из абсорберов;
- g_2 – потери в испаренном виде с осушенным газом;
- g_3 – потери с рефлюксом в системе регенерации;
- g_4 – потери с газом дегазации из выветривателя;
- g_5 – потери из-за разложения в системе регенерации;
- g_6 – утечки в коммуникациях и потери при ремонтных работах;
- g_7 – потери при транспортировке и перекачке.

И.И. Бородина вводила еще две статьи потерь гликоля: отбор проб на анализы и потери за счет аварийных остановок. По существу, последняя составляющая учитывается и нами, но некоторым эффективным образом, посредством введения в формулу (8.2) для расчета индивидуальной нормы коэффициента запаса K_z на неучтенные факторы, тогда как потери гликоля, связанные с отбором проб на анализы, разумеется, не следует учитывать в общей структуре норм (из-за крайней незначительности этой величины). Возможно, в дальнейшем целесообразно выделить в отдельную статью потери гликоля в установках обессоливания, однако сейчас в этом еще нет необходимости, поскольку проблема засоления ДЭГ в установках осушки северных месторождений не приобрела острого характера.

Целесообразно привести обобщенные данные по влиянию каждого выделенного фактора технологических потерь (в %-ном отношении). Основным фактором технологических потерь является механический (капельный) унос ДЭГ с осушенным газом, на долю которого приходится до 80 % общих потерь (так, на Уренгойском промысле, по оценкам НТЦ Уренгойгазпрома, доля капельного уноса в 1996 г. составила 65 %, см. обсуждение ниже). Следующий фактор – унос ДЭГ из абсорбера в паровой фазе, составляющий до 20 % общих потерь (на Уренгойском промысле в 1996 г. вклад этого фактора составил 6–7 % и имеет тенденцию к возрастанию). Потери с рефлюксом в системе регенерации могут вносить вклад до 20 % (на Уренгое – 19–21 %). Остальные составляющие технологических потерь ДЭГ невелики и в сумме могут составить до нескольких процентов.

Таким образом, основной вклад в индивидуальную норму вносят первые три фактора технологических потерь, а главным (основным) источником потерь был и остается механический унос мелкодисперсного гликоля из абсорбера.

Рассмотрим подробнее каждую из выделенных составляющих технологических потерь гликоля.

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ В ВИДЕ МЕХАНИЧЕСКОГО (КАПЕЛЬНОГО) УНОСА С ОСУШЕННЫМ ГАЗОМ

Анализ работы действующих установок осушки показывает, что в настоящее время на УКПГ северных газовых месторождений основные потери ДЭГ приходятся на унос его из абсорберов с потоком осушенного газа в мел-

кодисперсном (практически аэрозольном) виде. Стратегия освоения гигантских месторождений севера Тюменской области потребовала принципиально новых подходов к обустройству этих месторождений, в частности к проектированию и освоению серийного технологического оборудования для северных УКПГ очень высокой производительности. Увеличение единичной мощности технологических аппаратов, а также некоторое увлечение созданием так называемых многофункциональных аппаратов помимо значительной экономии в капитальных затратах (за счет снижения металлоемкости) привели и к определенным негативным моментам, в частности к росту линейных скоростей потоков газа и уменьшению количества фактических ступеней контакта в аппаратах (что в дальнейшем повлекло за собой разработку способов и устройств для интенсификации массообменных процессов в абсорберах, см. раздел. 8.2.2). Это привело к повышенному механическому уносу гликолей в мелкодисперсной форме из МФА по сравнению со средними уносами ДЭГ на установках абсорбционной осушки газа предшествующего поколения. В отрасли разработан ряд вариантов МФА: наиболее удачными сейчас могут быть признаны аппараты ПП-502 производительностью 10 млн. м³/сут, диаметром 1,8 м, с размещением отдельно стоящих сепараторов перед МФА (здесь имеет место вполне приемлемый механический унос ДЭГ в среднем менее 15–20 г/1000 м³ с межревизионным периодом вплоть до 1–1,5 года и более).

Основная особенность аппаратов МФА, представляющая интерес с точки зрения нормирования, постепенное ухудшение характеристик этих аппаратов по механическому уносу гликоля со временем их наработки. В результате многолетнего статистического анализа уносов гликолей в многофункциональных аппаратах подготовки газа, проведенного, в частности, на сеноманских УКПГ Уренгойского и Ямбургского месторождений, установлено, что этот унос со временем наработки увеличивается от 1–4 г до 30 г/1000 м³ (и более) примерно через 9–10 мес наработки, причем значение уноса возрастает при снижении рабочего давления и увеличении производительности аппаратов по газу. Динамика уноса связана с особенностями работы фильтрационной части многофункциональных аппаратов. Из-за большой нагрузки по жидкости и высокого содержания мехпримесей в РДЭГ уже через 3–4 мес после ревизии фильтр-патроны забиваются мехпримесями, что приводит к возрастанию перепада давления в фильтрационной части аппаратов и, как следствие, к повышению выноса ДЭГ с осушенным газом. Кроме того, по данным ТюменНИИГипрогаза, иногда наблюдается несколько неожиданный эффект – повышенный унос (до 40 г/1000 м³) гликоля сразу после пуска отремонтированных многофункциональных аппаратов. Этот эффект повышенного уноса имеет место очень короткое время, обычно в течение нескольких суток, с дальнейшим его резким снижением и последующей стабилизацией. Следовательно, указанную особенность можно практически не учитывать при нормировании расхода гликоля на установках осушки, принимая за начальный именно стабилизированный унос.

Согласно рекомендациям ТюменНИИГипрогаза, полученным на основании обработки очень большого статистического массива данных, механический унос ДЭГ во времени может быть описан экспоненциальной зависимостью следующего вида:

$$g_1 = U = U_0 \exp(K\tau), \quad (8.4)$$

где U – текущий унос гликоля в момент времени τ , г/1000 м³; U_0 – началь-

ный (стабилизированный) унос гликоля на рассматриваемой технологической нитке, г/1000 м³; K – эмпирический коэффициент для данного конкретного аппарата МФА (этот коэффициент зависит от многих факторов: свойств фильтрующего материала, характеристики загрязнений, технологического режима работы аппарата и др.); τ – время наработки аппарата, мес.

Представляется необходимым раскрыть зависимость эмпирического коэффициента K от приведенного фактора скорости F . Согласно методическим проработкам ТюменНИИГипрогаза этот коэффициент можно представить в виде

$$K = \exp(aF + b), \quad (8.5)$$

где a, b – индивидуальные числовые коэффициенты (не зависящее от технологического режима работы аппаратов); F – приведенный фактор скорости в свободном сечении абсорбера, кг^{1/2}/(м^{1/2}·с),

$$F = \omega \sqrt{\rho}; \quad (8.6)$$

здесь ω – линейная скорость газа в свободном сечении при рабочих условиях абсорбера, м/с; ρ – плотность газа в рабочих условиях абсорбера, кг/м³.

Плотность сеноманского газа может быть определена по зависимости

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0Tz}, \quad (8.7)$$

где ρ_0 – плотность газа в нормальных условиях (при $p_0 = 0,10325$ МПа и $T_0 = 273,15$ К); $z = z(p, T)$ – сжимаемость газа; p – давление в абсорбере, МПа; T – температура в абсорбере, К.

Для расчетов по зависимости (8.4) необходимо иметь экспериментальные промышленные данные по уносам (для каждого типа аппарата МФА с учетом конкретных особенностей “модернизаций”). Эти данные целесообразно статистически обработать с целью получения эмпирических коэффициентов a, b, U_0 . Следует отметить, что при расчете норм ДЭГ в некоторых случаях допустимо ориентироваться на осредненные (рабочие) значения фактора скорости F . В этом приближении вместо коэффициентов a и b оперируем коэффициентом K по формуле (8.5).

В результате обработки статистических данных для многофункционального аппарата каждого типа были получены аналитические зависимости по начальным уносам и коэффициенты K , учитывающие особенности динамики работы аппаратов разных типов. В качестве примера приведем последние рекомендации НТЦ Уренгойгазпрома.

По начальным уносам:

$$U_0 = 0,385F_n^{2,05} \text{ – для аппаратов ГПР-252;}$$

$$U_0 = 1,5F_n^{0,7} \text{ – для аппаратов ГПР-365;}$$

$$U_0 = 0,32F_n^{1,45} \text{ – для аппаратов ГПР-502,}$$

где F_n – начальный фактор скорости, при котором работает аппарат после ревизии.

Приведем примерные численные значения этих величин:

$$U_0 \sim 2 \text{ г/1000 м}^3 \text{ – для аппаратов ГПР-252 и ГПР-502;}$$

$$U_0 \sim 4 \text{ г/1000 м}^3 \text{ – для аппарата ГПР-365.}$$

По коэффициентам K :

$K = 0,15$ – для аппарата ГПР-252;

$K = 0,2$ – для аппаратов ГПР-365 и ГПР-502;

$K = 0,15$ – для аппарата ГПР-502.

Данные по параметрам U_0 и K приведены только для ориентировки: на каждом месторождении должны быть получены (посредством обработки фактического промышленного материала) свои эмпирические коэффициенты U_0 и K .

Поскольку предполагается помесечная оценка механических уносов $g_1 = U(\tau_i)$, то расчет по формуле (8.4) проводится для каждой УКПГ и каждой технологической линии, причем время τ_i отсчитывается с момента пуска аппарата после ревизии. Для того чтобы не интегрировать формулу (8.4) за промежуток времени, равный одному месяцу, текущий момент времени следует относить к середине рассматриваемого месяца (тем самым получаем по формуле (8.4) “среднемесячные” уносы). Некоторое очевидное исключение из этого алгоритма составляет начальный период с момента пуска аппарата после ремонта (получается неполный месяц, а расчетный унос относим к середине этого неполного месяца).

В ПО “Ямбурггаздобыча” недавно разработана теоретически несколько более обоснованная модификация формулы (8.4), описывающая изменение уноса от времени наработки аппарата, в которой с использованием методов теории подобия в более строгом виде выделено влияние фактора скорости

$$U = U_0 \left(\frac{F}{F_0} \right)^\alpha \exp(k\tau), \quad (8.8)$$

где U – текущий унос в момент времени τ ; U_0 – начальный стабилизированный унос; F – фактор скорости (см. формулу (8.6)) при рабочих параметрах абсорбера, $\text{кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5}\cdot\text{с})$; F_0 – фактор скорости при работе аппарата в номинальном (проектном) режиме, $\text{кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5}\cdot\text{с})$; α – безразмерный эмпирический коэффициент, который для целей нормирования гликолей в первом приближении может быть задан равным 3,2 (такое значение коэффициента α рекомендуется в химико-технологической литературе для уносов с сетчатых тарелок); k – эмпирический коэффициент, определяемый по промышленным данным для конкретных типов аппаратов на УКПГ.

Для МФА каждого типа номинальный фактор скорости F_0 имеет постоянное значение (табл. 8.40).

Структура эмпирического выражения (8.8) обосновывается методами теории подобия. Некоторое преимущество соотношения (8.8) по сравнению с

ТАБЛИЦА 8.40

Тип МФА	Диаметр аппарата, м	Проектные параметры		Фактор скорости F_0
		Производительность, млн. $\text{м}^3/\text{сут}$	Давление, МПа	
ГПР-365	1,2	5	7,5	4,6
ГПР-502	1,8	10	9	3,7
ГПР-778	1,8	10	9	3,7
ГПР-811	2	10	12	2,5

формулой (8.4) состоит в том, что эмпирический коэффициент k не зависит от фактора скорости (тогда как эмпирический коэффициент k , строго говоря, зависит от F достаточно сложным образом, а его упрощенная зависимость от F по соотношению типа (8.5) является довольно грубым приближением). На взгляд авторов, на Ямбургском месторождении целесообразно провести дополнительные промысловые исследования по уточнению коэффициента α в формуле (8.8) применительно к конкретным типам МФА.

Следует отметить, что для прогнозной оценки среднемесячных механических уносов помимо анализа и обработки по соотношениям (8.4)–(8.8) большого статистического материала необходимо иметь четкий план-график модернизации и ревизий технологических аппаратов УКПГ на планируемый год (такой план-график разрабатывается производственно-техническим отделом соответствующего газопромыслового управления).

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ В ИСПАРЕННОМ ВИДЕ С ОСУШЕННЫМ ГАЗОМ

Эта статья потерь гликолей для термобарических условий промысловой подготовки газа может быть оценена с вполне приемлемой для практических целей точностью (ориентировочная погрешность составляет не более 25 % в диапазоне температур 280–310 К и может быть в дальнейшем уточнена). Методика расчета равновесной растворимости ДЭГ и ТЭГ (т.е. гликолесодержания) в природном газе детально изложена ниже.

В учебной и методической литературе часто приводятся данные по потерям ДЭГ и ТЭГ в паровой фазе для условий промысловой подготовки газа (при осушке тощих газов) в соответствии с номограммой, разработанной Рогге еще в 1966 г.

Две номограммы по содержанию ДЭГ и ТЭГ в газовой фазе по Рогге были приведены в качестве некоторого дополнения в русском переводе первого издания известной монографии Кемпбелла. Далее эти номограммы из Кемпбелла без какого-либо анализа попали во все отечественные учебники и методические пособия по промысловой подготовке газа, в частности в обширную методическую разработку ТюменНИИГипрогаза.

Анализ построения указанных номограмм показывает, что они, по-видимому, основаны на очень грубой схеме расчета, включающей два основных источника неточностей:

1. Давление пара ДЭГ и ТЭГ экстраполируется на низкие температуры (280–300 К) по уравнению типа Клапейрона – Клаузиуса, коэффициенты которого получены исходя из экспериментальных данных при температурах выше 450 К.

2. Предполагается, что растворимость ДЭГ в сжатом метане подчиняется закону Дальтона, т.е. газовая фаза считается идеальной, и даже поправка Пойтинга (влияние внешнего давления на химический потенциал конденсированной фазы) не учитывается.

Следует заметить, что экстраполяция давления пара с использованием уравнения Клапейрона – Клаузиуса допустима как максимум на 20–30 °С за пределы экспериментальных данных и особенно ненадежна дальняя экстраполяция на область низких температур (в нашем случае на область температур контакта в абсорберах в диапазоне 280–310 К), особенно при давлениях насыщенного пара ниже 10 мм рт. ст. Подобная дальняя экстраполяция 70–100 °С может приводить и фактически приводит к погрешности в давлении насыщенного пара в 2–3 раза и более.

Что касается применения закона Дальтона, то для расчета растворимости органических веществ в сжатом метане он применим только при очень низких давлениях, как максимум до давлений 1–1,5 МПа.

Между тем данные Рогге по растворимости ДЭГ в природном газе весьма широко используются при анализе возможности выделения жидкой фазы при внутрипромысловом и магистральном транспорте осушенного газа, разработке современных критериев качества подготовки газа и оценке потерь ДЭГ с паровой фазой. В связи с этим целесообразно детальнее рассмотреть вопрос о растворимости ДЭГ в сжатом метане.

Было найдено, что эмпирическая зависимость

$$\ln p_s(\text{мм рт. ст.}) = 37,54928 - \frac{8986,129}{T} - 2,191 \cdot \ln T \quad (8.9)$$

достаточно хорошо описывает имеющиеся экспериментальные данные.

Упрощенный вариант этой зависимости в узком диапазоне температур (5–40 °С) имеет следующий вид (уравнение типа Клапейрона – Клаузиуса):

$$\ln p_s(\text{мм рт. ст.}) = 22,91 - \frac{8343}{T}. \quad (8.10)$$

Различие между (8.9) и (8.10) в указанном узком температурном диапазоне (5–40 °С) весьма незначительное и составляет примерно 1 %.

Аналогичные зависимости по давлению пара ТЭГ имеют следующий вид:

$$\ln p_s(\text{мм рт. ст.}) = 42,9035 - \frac{9904,485}{T} - 2,9067 \cdot \ln T;$$

$$\ln p_s(\text{мм рт. ст.}) = 23,487 - \frac{9053,5}{T}. \quad (8.11)$$

Теперь перейдем к оценке растворимости диэтиленгликоля в сжатом метане. При довольно низких давлениях природного газа, имеющих место для колонн гликолевой осушки (только до 7–8 МПа), можно вполне использовать эмпирическую формулу, имеющую следующую теоретически обоснованную структуру:

$$y = \frac{p_s}{p} \exp\left[\frac{-2p}{RT}\left(\beta - \frac{V}{2}\right)\right], \quad (8.12)$$

где y – молярная доля гликоля в газовой фазе; p_s – давление насыщенного пара жидкости (ДЭГ или ТЭГ), МПа; p – давление газа, МПа; β – эмпирический параметр, имеющий смысл второго вириального смешанного коэффициента (гликоль – метан); V – коэффициент – молярный объем гликоля (равный 118,54 для ДЭГ), см³/моль.

Значение y может быть пересчитано в “гликолесодержание” W по соотношению (для ДЭГ):

$$W = 4414,4y, \text{ г/м}^3 \text{ газа}. \quad (8.13)$$

Второй смешанный вириальный коэффициент β оценим по методике Цонопулоса. Результаты оценочного расчета (который, строго говоря, в дальнейшем нуждается в уточнении) следующие:

$T, \text{ К} \dots\dots\dots$	273,15	283,15	293,15	303,15
$\beta, \text{ см}^3/\text{моль} \dots\dots\dots$	-264,8	-243,5	-224,5	-207,3

Эти расчетные данные могут быть аппроксимированы зависимостью

$$\ln(-\beta) = 7,80568 - 0,00816 \cdot T. \quad (8.14)$$

Таким образом, расчетная схема для определения равновесного содержания ДЭГ $W_{\text{ДЭГ}}$ в природном газе сеноманских залежей выглядит следующим образом:

$$W_{\text{ДЭГ}} = 4414,4 \gamma_{\text{ДЭГ}} \frac{p_s}{p} x_{\text{ДЭГ}} \exp\left[\frac{-2p}{RT} \left(\beta_{\text{ДЭГ}} - \frac{118,54}{2}\right)\right], \quad (8.15)$$

где $p_s = 1,3332 \cdot 10^{-4} \exp\left(37,54928 - \frac{8986,129}{T} - 2,191 \ln T\right)$; $\beta_{\text{ДЭГ}} = -\exp[7,80568 - 0,00816 \cdot T]$; $\gamma_{\text{ДЭГ}}$ – коэффициент активности ДЭГ в его растворе; $x_{\text{ДЭГ}}$ – молярная доля ДЭГ в водном растворе; R – универсальная газовая постоянная, $R = 8,31441$ Дж/(моль·К).

Коэффициент активности ДЭГ может быть рассчитан по формуле Ван-Лаара (с погрешностью порядка 15 %):

$$\ln \gamma_{\text{ДЭГ}} = \frac{-120}{T} \left[1 + \frac{120}{190} \left(\frac{x_{\text{ДЭГ}}}{1 - x_{\text{ДЭГ}}}\right)\right]^{-2}. \quad (8.16)$$

Следует отметить, что формула (8.16) нуждается в уточнении. Молярная доля ДЭГ $x_{\text{ДЭГ}}$ легко рассчитывается через его массовый процент $x_{\text{мас}}^D$ по соотношению

$$x_{\text{ДЭГ}} = \frac{x_{\text{мас}}^D}{x_{\text{мас}}^D 18,015 + (100 - x_{\text{мас}}^D) 106,12} = \frac{x_{\text{мас}}^D / 106,12}{x_{\text{мас}}^D / 106,12 + (100 - x_{\text{мас}}^D) / 18,015}. \quad (8.17)$$

По указанной методике были проведены расчеты растворимости ДЭГ в сжатом метане для диапазона давлений 3,5–8 МПа и температур 5–40 °С. Результаты расчета представлены в табл. 8.41 и 8.42. Эти расчетные данные мы и рекомендуем использовать в расчетах потерь ДЭГ с газовой фазой (потери ДЭГ в паровой фазе). В отличие от расчетов по номограмме Рогге, получается существенно более слабая зависимость гликолесодержания от давления: в рабочем диапазоне давлений в абсорберах гликолесодержание как функция давления проходит через минимум.

Следует также отметить сильную зависимость от температуры: при повышении температуры от 12–14 °С (характерная температура контакта для

ТАБЛИЦА 8.41

Оценка растворимости чистого 100 мас. % ДЭГ (равновесного гликолесодержания) в природном газе сеноманских залежей Западной Сибири в зависимости от температуры и давления

Температура контакта		Равновесное гликолесодержание (в г/1000 м ³) при давлениях контакта, МПа							
°С	К	3,5	4	4,5	5	5,5	6	7	8
5	278,15	0,32	0,32	0,32	0,32	0,33	0,34	0,37	0,41
10	283,15	0,52	0,51	0,51	0,51	0,52	0,53	0,57	0,62
15	288,15	0,84	0,81	0,80	0,80	0,81	0,83	0,87	0,94
20	293,15	1,32	1,27	1,25	1,24	1,25	1,26	1,32	1,41
25	298,15	2,04	1,97	1,92	1,90	1,90	1,91	1,98	2,09
30	303,15	3,13	3,00	2,91	2,87	2,85	2,86	2,93	3,07
35	308,15	4,73	4,51	4,36	4,28	4,23	4,22	4,29	4,45
40	313,15	7,07	6,71	6,46	6,30	6,21	6,17	6,21	6,93

ТАБЛИЦА 8.42

Оценка растворимости ДЭГ концентрации 99 мас. % (равновесного гликолесодержания) в природном газе сеноманских залежей Западной Сибири в зависимости от давления и температуры

Температура контакта		Равновесное гликолесодержание (в г/1000 м ³) при давлениях контакта, МПа							
°С	К	3,5	4	4,5	5	5,5	6	7	8
5	278,15	0,30	0,30	0,30	0,30	0,31	0,32	0,35	0,38
10	283,15	0,49	0,48	0,48	0,48	0,49	0,50	0,54	0,59
15	288,15	0,79	0,76	0,75	0,75	0,76	0,78	0,82	0,89
20	293,15	1,24	1,20	1,18	1,17	1,17	1,19	1,25	1,33
25	298,15	1,92	1,85	1,81	1,79	1,79	1,80	1,86	1,97
30	303,15	2,95	2,82	2,74	2,70	2,68	2,69	2,76	2,89
35	308,15	4,46	4,24	4,11	4,02	3,98	3,97	4,04	4,19
40	313,15	6,66	6,31	6,08	5,93	5,85	5,81	5,85	6,01

условий Уренгойского и Ямбургского месторождений) до 35 °С (прогнозируемая температура контакта при подключении ДКС второй очереди до установки осушки в летнее время года, когда отсутствует техническая возможность охлаждения газа в АВО) равновесная растворимость ДЭГ возрастает в 6–7 раз.

Сопоставление данных (см. табл. 8.41 и 8.42) с номограммой Рогге показывает, что в практически интересном термобарическом диапазоне рекомендуемые нами значения гликолесодержания оказываются примерно в 1,5 раза больше (а также качественно различается характер зависимости растворимости гликоля от давления).

В табл. 8.43 и 8.44 представлены результаты расчетов растворимости диэтиленгликоля в газе дегазации (т.е. при низких давлениях). Здесь равновесное гликолесодержание определяется исключительно через давление насыщенного пара ДЭГ, поскольку неидеальностью газовой фазы при низких давлениях можно пренебречь.

Аналогичным образом была разработана методика расчета равновесного содержания ТЭГ $W_{ТЭГ}$ в природном газе сеноманских залежей:

ТАБЛИЦА 8.43

Равновесная растворимость ДЭГ в газе дегазации (для концентрации НДЭГ 95 мас. %)

Температура, °С	Гликолесодержание газа дегазации (в г/1000 м ³) при давлении в выветривателе, МПа				
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
5	3,68	1,88	1,29	0,99	0,81
6	4,10	2,10	1,43	1,11	0,90
7	4,56	2,33	1,59	1,22	1,00
8	5,06	2,59	1,77	1,36	1,11
9	5,63	2,88	1,96	1,50	1,23
10	6,24	3,19	2,18	1,67	1,37
11	6,93	3,54	2,41	1,85	1,51
12	7,68	3,92	2,67	2,05	1,68
13	8,50	4,34	2,96	2,27	1,85
14	9,41	4,81	3,27	2,51	2,05
15	10,41	5,31	3,62	2,77	2,26
20	17,05	8,70	5,91	4,53	3,69
25	27,47	14,00	9,51	7,27	5,93
30	43,56	22,18	15,05	11,49	9,36

ТАБЛИЦА 8.44

Равновесная растворимость ДЭГ в газе дегазации (для концентрации НДЭГ 97 мас. %)

Температура, °С	Гликолесодержание газа дегазации (в г/1000 м ³) при давлении в выветривателе, МПа				
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
5	4,18	2,14	1,46	1,12	0,92
6	4,65	2,38	1,63	1,25	1,02
7	5,18	2,65	1,81	1,39	1,14
8	5,75	2,94	2,01	1,54	1,26
9	6,39	3,27	2,23	1,71	1,40
10	7,09	3,63	2,47	1,90	1,55
11	7,87	4,02	2,74	2,10	1,72
12	8,72	4,45	3,04	2,33	1,90
13	9,75	4,93	3,36	2,57	2,10
14	10,68	5,46	3,72	2,85	2,33
15	11,82	6,03	4,11	3,15	2,57
20	19,35	9,87	6,71	5,14	4,19
25	31,16	15,88	10,79	8,24	6,72
30	49,40	25,15	17,07	13,03	10,61

$$W_{\text{ТЭГ}} = 6247,2 \gamma_{\text{ТЭГ}} \frac{p_s}{p} x_{\text{ТЭГ}} \exp\left[\frac{-2p}{RT} \left(\beta_{\text{ТЭГ}} - \frac{134,4}{2}\right)\right], \text{ г/1000 м}^3, \quad (8.18)$$

где $p_s = 1,3332 \cdot 10^{-4} \exp\left(42,9035 - \frac{9904,485}{T} - 2,9067 \ln T\right)$; $\beta_{\text{ТЭГ}} = -\exp[8,0 - 0,008 \cdot T]$;

$\gamma_{\text{ТЭГ}}$ – коэффициент активности ТЭГ в его растворе; $x_{\text{ТЭГ}}$ – молярная доля ТЭГ в водном растворе; R – универсальная газовая постоянная, $R = 8,31441$ Дж/(моль·К).

Коэффициент активности ТЭГ может быть рассчитан по формуле

$$\gamma_{\text{ТЭГ}} = \exp\left[\frac{-2,3}{\left(0,0287 \frac{x_{\text{ТЭГ}}}{1 - x_{\text{ТЭГ}}} + 0,111\right)^2 T}\right]. \quad (8.19)$$

Следует отметить, что формула (8.19) нуждается в дополнительной проверке. Молярная доля ТЭГ $x_{\text{ТЭГ}}$ легко рассчитывается через его массовый процент $x_{\text{мас}}^T$ по соотношению

$$x_{\text{ТЭГ}} = \frac{x_{\text{мас}}^T / 18,015}{x_{\text{мас}}^T / 18,015 + (100 - x_{\text{мас}}^T) / 150,18} = \frac{x_{\text{мас}}^T / 105,18}{x_{\text{мас}}^T / 150,18 + (100 - x_{\text{мас}}^T) / 18,015}. \quad (8.20)$$

В качестве исходных данных для приведенного термодинамического расчета потерь гликоля в испаренном виде используется следующая информация:

давление в абсорбере, МПа;

температура контакта, °С;

концентрация подаваемого в абсорбер регенерированного гликоля.

Давление и температура в абсорбере – постоянно определяемые на УКПГ параметры (и с достаточно высокой точностью). На одной установке осушки эти параметры практически одинаковы по разным технологическим линиям, но изменяются во времени. Следовательно, дальнейшей детализации

расчетных потерь гликоля в испаренном виде по технологическим ниткам не требуется.

Для целей нормирования ДЭГ необходимо прогнозировать термобарические параметры работы абсорберов по месяцам на год вперед. Следует отметить, что среднемесячные давление и температура в абсорберах – достаточно хорошо прогнозируемые величины (особенно если до установок осушки не установлены ДКС). Этот прогноз рекомендуется проводить экспертным путем с использованием как фактических данных по предшествующему периоду (предыдущие год, два), так и с учетом прогнозных термогазодинамических расчетов системы сбора газа УКПГ (причем динамика падения пластового давления, предполагаемые отборы газа по скважинам и другая необходима для этого прогноза исходная информация имеются у соответствующих геологических служб ПО и/или ГПУ).

В то же время при подключении ДКС до установок осушки газа температурный режим в абсорберах может варьироваться в течение года в довольно широких пределах из-за прямого влияния температуры окружающей среды (воздуха) на степень охлаждения газа в АВО. Однако и в этом случае среднемесячный температурный режим абсорберов прогнозируется с достаточной для целей нормирования ДЭГ точностью (здесь экспертный подход и статистический анализ материалов предыдущего года имеют весьма существенное значение).

Что касается концентрации регенерированного гликоля, то она обычно поддерживается практически постоянной на определенном уровне, в соответствии с технологическим регламентом установки, и может несколько меняться при переходе от “летних” требований ОСТ 51.40–93 (температура точки росы осушенного газа минус 10 °С) к “зимним” (температура точки росы осушенного газа минус 20 °С). Например, на УКПГ сеноманских залежей Уренгойского месторождения концентрация РДЭГ в среднем составляет $99 \pm 0,3$ мас. %. Здесь возникает вопрос, а какую концентрацию ДЭГ все-таки следует использовать в расчетах его потерь в испаренном виде? Ведь ДЭГ, унесенный с осушенным газом в капельном виде, успевает несколько “разбавиться” водой. Для целей нормирования (с учетом особенностей работы multifunctional аппаратов) без сколько-нибудь серьезной погрешности можно принять эту эффективную концентрацию по следующему соотношению: концентрация ДЭГ, уносимого в капельном виде, равна концентрации РДЭГ – 0,5 мас. %. В частности, во многих случаях для оценки равновесного гликолесодержания целесообразно использовать расчетные данные для ДЭГ концентрации 99 мас. % (см. табл. 8.42).

Кратко обсудим, в каких же пределах может варьироваться значение потерь ДЭГ в испаренном виде (g_2). Так, при давлении в абсорбере 5 МПа и температуре 12,5 °С равновесное гликолесодержание осушенного газа составляет 0,61 г/1000 м³, тогда как при повышении температуры контакта до 40 °С (это возможно, если ДКС подключена до установки осушки, а температура воздуха поднимается выше 20–25 °С в летнее время) растворимость ДЭГ повышается в 9 раз и составляет ~5,9 г/1000 м³. Последнее значение сопоставимо с характерными показателями уносов гликоля в капельном мелкодисперсном виде. Из рассмотрения этих данных, а также из данных об осушающей способности ДЭГ можно сделать вывод о нецелесообразности использования ДЭГ как осушителя природного газа при температурах контакта выше 30 °С (разумеется, этот вывод справедлив лишь для традиционной технологии абсорбционной осушки газа). Следовательно, в подобных

случаях может быть рекомендован перевод эксплуатирующихся установок осушки с ДЭГ на ТЭГ, что резко (практически в 5–8 раз) уменьшает потери гликоля в испаренном виде.

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ С РЕФЛЮКСОМ В СИСТЕМЕ РЕГЕНЕРАЦИИ

Верхний продукт десорбера установки регенерации ДЭГ – рефлюкс – представляет собой сконденсированные пары, уходящие с верхней тарелки десорбера.

Потери ДЭГ с рефлюксом десорбера (g_3) слагаются в общем случае из потерь ДЭГ в водном и углеводородном слоях. Потерями ДЭГ в углеводородном слое можно пренебречь для газов сеноманских залежей. Потери в водном слое определяются через концентрацию ДЭГ в рефлюксе (мас. %) и количество самого рефлюкса (кг/ч):

$$g_3 = \frac{c_{\text{реф}} G_{\text{реф}}}{100 \cdot Q_{\text{г}}}, \quad (8.21)$$

где $c_{\text{реф}}$ – концентрация ДЭГ в рефлюксе, мас. %; $G_{\text{реф}}$ – количество рефлюкса, кг/ч; $Q_{\text{г}}$ – расход газа по УКПП, млн. м³/ч.

Количество рефлюкса – обычно легко замеряемая величина. Кроме того, значение $G_{\text{реф}}$ может быть достаточно надежно оценено как разница влагосодержания на входе и выходе из абсорбера, умноженная на расход газа. Следует отметить, что при подобном расчете необходимо учитывать как равновесное влагосодержание сырого газа, так и выносимую в абсорбер с потоком газа капельную влагу (ориентировочно в количестве 20–30 г/1000 м³). Наоборот, если проводятся достаточно точные замеры количества рефлюкса, то можно оценить унос капельной влаги из входного сепаратора в абсорбер.

Что касается концентрации ДЭГ в рефлюксе $c_{\text{реф}}$, то она может быть определена (и определяется) как расчетным путем, так и лабораторными анализами. Для лабораторных определений обычно рекомендуется метод окисления ДЭГ бихроматом калия в присутствии серной кислоты. В настоящее время ощущается острая необходимость в разработке экспресс-методик лабораторного определения ДЭГ в рефлюксе, особенно с учетом того, что в рефлюксе часто присутствует и метанол. Перспективными могут также оказаться и физические методы, например СВЧ-метод для измерения диэлектрической проницаемости растворов.

Расчетная же методика определения концентрации диэтиленгликоля в рефлюксе основана на том, что состав рефлюкса при полной конденсации паров соответствует составу пара в верхней части десорбера. В качестве исходных данных используются давление и температура в верхней части десорбера. Таким образом, оценка потерь ДЭГ в виде пара может быть выполнена на основе анализа фазовых диаграмм жидкость – пар системы ДЭГ – вода.

Молярный состав равновесного пара с высокой степенью точности (из-за низких давлений) рассчитывается по закону Дальтона, т.е. по формуле

$$y_{\text{ДЭГ}} = \frac{p_{\text{ДЭГ}}}{p_{\text{верх}}} = \frac{p_{\text{ДЭГ}}^0 (1 - x_{\text{в}}) \gamma_{\text{ДЭГ}}}{p_{\text{верх}}}, \quad (8.22)$$

где $y_{\text{ДЭГ}}$ – молярная доля ДЭГ в паре; $p_{\text{ДЭГ}}$ – парциальное давление паров ДЭГ в верхней части десорбера, КПа; $p_{\text{верх}}$ – давление в десорбере; $p_{\text{ДЭГ}}^0$ –

давление насыщенного пара чистого (100 мас. %) ДЭГ при температуре верха десорбера; x_v – молярная доля воды в водном растворе ДЭГ; $\gamma_{\text{ДЭГ}}$ – коэффициент активности ДЭГ в водном растворе.

Расчет по формуле (8.22) можно провести с использованием экспериментальных данных Э.С. Ключевой и Н.Л. Ярым-Агаева. Далее молярный состав пара пересчитывается в его массовую концентрацию. Кроме того, очень удобно сразу воспользоваться номограммой В.А. Ключова, область параметров которой включает наиболее типичные режимы работы колонн регенерации.

Подобные расчеты полезно сопоставлять с лабораторными определениями $c_{\text{реф}}$, соответствующим образом статистически обработанными.

Следует отметить, что поскольку термобарический режим работы установок регенерации поддерживается в достаточно узком диапазоне параметров, то для целей нормирования ДЭГ практически достаточно использовать усредненные промышленные значения $c_{\text{реф}}$. Например, для условий работы установок регенерации гликоля на Уренгойском месторождении $c_{\text{реф}} \approx 1,0$ мас. %.

При прогнозных расчетах потерь ДЭГ с рефлюксом, разумеется, не требуется детализация по технологическим ниткам (так как на УКПГ система регенерации гликоля единая для всех технологических ниток). Не требуется и детализация по месяцам. Вполне достаточно нормировать среднегодовые потери ДЭГ с рефлюксом по ПО или ГПУ. Однако имеет смысл проводить детализацию этой статьи потерь на “летние” и “зимние” (из-за различных требований отраслевого стандарта по точке росы осушенного газа на эти периоды и соответственно различных режимов работы системы регенерации гликоля).

Следует подчеркнуть, что потери ДЭГ с рефлюксом достаточно ощутимы, их ориентировочное значение составляет 2–4 г/1000 м³, поэтому к прогнозной оценке этой статьи потерь надо относиться достаточно внимательно.

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ С ГАЗОМ ДЕГАЗАЦИИ

Потери ДЭГ с газом дегазации из выветривателя складываются из потерь растворенного в паровой фазе гликоля g_4^r и из его механического g_4^m уноса. Потери ДЭГ в паровой фазе могут быть надежно оценены по фазовому равновесию и, следовательно, рассчитаны исходя из данных по давлению, температуре, концентрации НДЭГ и количества газа дегазации.

Унос паров ДЭГ с газом дегазации может быть рассчитан по следующему соотношению (напомним, что унос ДЭГ отнесен к 1000 м³ осушенного газа):

$$g_4^r = \frac{W_{\text{ДЭГ}} Q_{\text{дегаз}}}{1000 Q_r}, \quad (8.23)$$

где $Q_{\text{дегаз}}$ – количество газа дегазации, м³/ч; Q_r – планируемая добыча газа по УКПГ, тыс. м³/ч.

Количество газа дегазации легко оценить расчетным путем (по растворимости метана в водных растворах гликолей). Расчет по формуле (8.23) показывает, что значение g_4^r незначительно и им в практике нормирования гликолей можно пренебречь (т.е. $g_4^r = 0$).

Что касается механического уноса гликоля $g_4^м$ с газом дегазации, то при соблюдении технологического регламента это значение должно быть мало, поскольку выветриватель работает в режиме отсутствия пенообразования НДЭГ и малой линейной скорости дегазации. Это значение можно оценить только экспертным путем. Рекомендуется для целей нормирования принять (возможно, с некоторым запасом) $g_4^м = 0,2 \text{ г}/1000 \text{ м}^3$. Таким образом, общие потери гликоля с газом дегазации g_4 могут быть приняты равными $0,2 \text{ г}/1000 \text{ м}^3$ осушенного газа (в отсутствие пенообразования).

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ ИЗ-ЗА ТЕРМИЧЕСКОГО РАЗЛОЖЕНИЯ В СИСТЕМЕ РЕГЕНЕРАЦИИ

В процессе эксплуатации УКПГ гликоли подвергаются аутоокислению и деструкции с образованием хорошо растворимых в воде и спиртах соединений: перекиси водорода и некоторых гидроперекисей, формальдегида, ацетона, муравьиной, уксусной кислот. Присутствие этих соединений влияет на снижение рН среды (коррозия) и, главное, способствует образованию тяжелых смолистых соединений. Кроме того, гликоли извлекают из газа тяжелые (в том числе ароматические) углеводороды. Это приводит к образованию кокса (при регенерации гликоля с использованием огневых подогревателей и разложением тяжелых углеводородов на поверхности жаровых труб). Потери за счет термического разложения определяют исходя из лабораторных анализов смолистых веществ в РДЭГ. Метод их определения состоит в разгонке 0,5–1 л РДЭГ в атмосфере инертного газа (азота) и определения количества осадка. Ориентировочное содержание смолистых веществ $q = 1+1,5 \text{ мас. \%}$.

Для оценки этой статьи технологических потерь гликоля (g_5) необходимо иметь некоторую расчетную модель образования смолистых веществ в системе регенерации и их осаждения на фильтрах. Оценочные расчеты этой статьи потерь (в рамках упрощенных моделей) показывают, что их значение может достигать $0,1–0,2 \text{ г}/1000 \text{ м}^3$. Поэтому для целей нормирования ДЭГ в настоящее время следует принять (возможно, с некоторым запасом)

$$g_5 = 0,2 \text{ г}/1000 \text{ м}^3. \quad (8.24)$$

Вместе с тем необходимы дальнейшие исследования по анализу термической деструкции гликолей в системе регенерации, что позволит в дальнейшем уточнить значение g_5 .

Следует отметить, что оценка этого вида потерь по (8.24) сугубо приближенная. Необходимо в дальнейшем разработать обоснованную схему расчета, опирающуюся на фактические данные лабораторных анализов.

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ В СВЯЗИ С РЕМОНТНЫМИ РАБОТАМИ

Количество ДЭГ, теряемое при ремонтных работах и промывке циркуляционной системы, – величина, которая не может быть априори рассчитана. Она определяется исключительно по опыту (замерным путем). Промысловые данные анализируются и обобщаются, что дает возможность планировать (прогнозировать) эту статью потерь гликоля методом экспертной оценки. Формула для расчета удельных потерь гликоля имеет вид

$$g_6 = q_{\text{рем}} / Q_{\text{г}}, \text{ г} / 1000 \text{ м}^3, \quad (8.25)$$

где $q_{\text{рем}}$ – экспертная оценка потерь ДЭГ при ремонтных работах, т/год;
 $Q_{\text{г}}$ – планируемая добыча газа по УКПГ, млрд. м³.

Оценочно значение потерь ДЭГ по этой статье варьируется в пределах 0,1–0,4 г/1000 м³ осушенного газа.

ПОТЕРИ ГЛИКОЛЯ ПРИ ТРАНСПОРТИРОВКЕ И ПЕРЕКАЧКЕ

Эта статья потерь ДЭГ, как и предыдущая, носит сугубо экспертный характер, она определяется обобщением массива фактических данных.

Максимально допустимые потери при транспортировке и перекачке из автоцистерн не должны превышать 20 кг на 1 т ДЭГ. Таким образом, данные потери не должны превышать 2 % (суммарно) от всех остальных видов потерь ДЭГ.

Таким образом, выше была изложена методика прогнозной оценки основных составляющих технологических потерь гликоля на УКПГ для целей краткосрочного планирования сроком 1 год. Детально рассмотрены семь основных видов потерь гликоля на установках комплексной подготовки тощих (сеноманских) газов. Могут иметь определенное значение и другие статьи потерь. Например, потери ДЭГ на установках его обессоливания или потери ДЭГ в системах очистки (при использовании экстракционных методов очистки). Для включения подобных дополнительных статей технологических потерь в практику нормирования гликолей требуется специальное технологическое обоснование.

Обсудим результаты нормирования гликоля на Уренгойском месторождении. По результатам прогнозных расчетов потерь ДЭГ на 1 год (при условии непревышения допустимых потерь ДЭГ для каждого типа аппаратов) и плана-графика планово-предупредительных работ составляется план ревизий технологических ниток. На сегодняшний день допустимые потери ДЭГ по типам аппаратов с учетом конкретных условий на каждой УКПГ сеноманских залежей Уренгойского месторождения принимаются равными:

ГПР-252 – 15 г/1000 м³,

ГПР-365 – 23 г/1000 м³,

ГПР-502 – 20 г/1000 м³.

На рис. 8.25 представлены плановая удельная норма ДЭГ на 1996 г. (рассчитанная по приведенной методике) и фактический удельный расход ДЭГ за 1996 г. для Уренгойского месторождения. Как видно из приведенных результатов, запланированные и фактические удельные нормы расхода практически совпадают.

Удельные нормы расхода диэтиленгликоля в настоящее время складываются в основном из потерь ДЭГ с осушенным газом в виде капельного уноса, потерь ДЭГ с рефлюксом в системе регенерации и уноса в паровой фазе.

На рис. 8.26 в наглядной форме приведена структура потерь ДЭГ по УКПГ сеноманской залежи. В настоящий момент, по сравнению с предыдущими годами эксплуатации, увеличивается доля потерь ДЭГ в системе регенерации в структуре общих потерь от 5–6 до 20–25 %, что связано с относительным уменьшением потерь ДЭГ в капельном виде с осушенным газом (удельные потери ДЭГ в регенерации за годы эксплуатации остаются приблизительно на одном уровне). Уменьшение доли потерь ДЭГ с осушенным

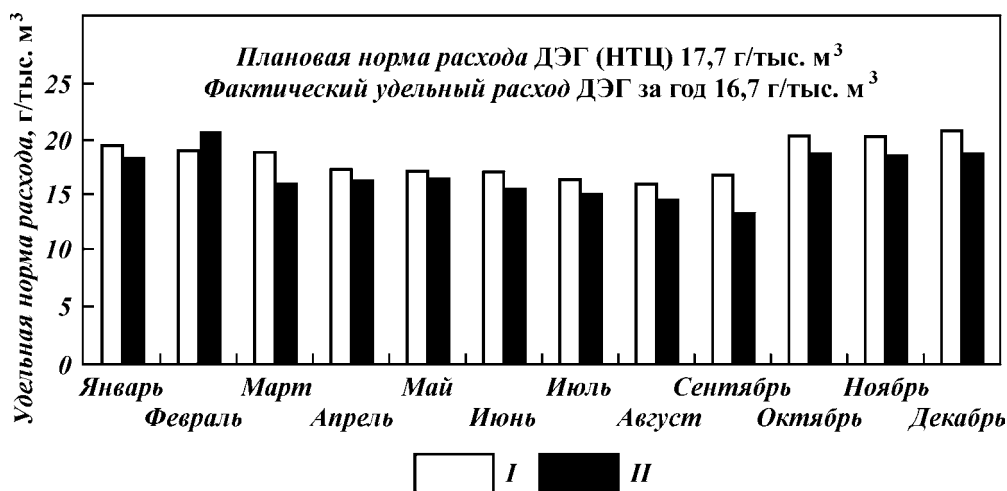


Рис. 8.25. Плановые (I) и фактические (II) удельные нормы расхода ДЭГ по Уренгойскому газопромислому управлению за 1996 г.

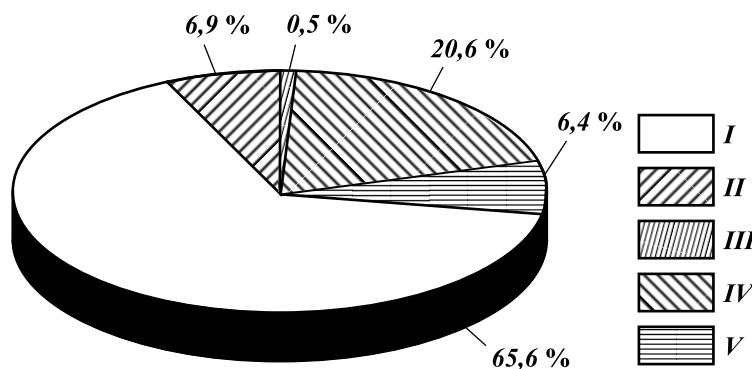


Рис. 8.26. Структура общих потерь ДЭГ по УКПГ сеноманской залежи Уренгойского месторождения:
I – в капельном виде с осушенным газом; II – ремонт, транспорт; III – прочие; IV – с рефлюксом; V – с испарением

газом в структуре общих потерь связано с проведенными модернизациями МФА, изменением гидродинамического режима работы аппаратов осушки газа, а также со своевременным проведением ревизий технологического оборудования.

МЕТОД ПРОГНОЗНОЙ ОЦЕНКИ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ АППАРАТОВ ОСУШКИ ГАЗА И РАСХОДА ДИЭТИЛЕНГЛИКОЛЯ НА ДОЛГОСРОЧНУЮ ПЕРСПЕКТИВУ

Для прогнозирования эффективности работы основного оборудования, планирования поставок ДЭГ и проведения организационно-технических мероприятий по экономии гликоля на длительный период возникает необходимость прогнозирования расхода ДЭГ на достаточно длительный срок. Для

прогнозирования эффективности работы оборудования была выбрана зависимость потерь ДЭГ от фактора скорости как величины, наиболее полно описывающей динамику потерь гликоля с осушенным газом.

Эффективность работы аппаратов осушки газа, наряду с глубиной осушки, определяется средними удельными потерями ДЭГ и длительностью межревиссионного периода аппаратов осушки газа. Эти показатели зависят от конструктивных особенностей аппаратов (типоразмер, конструкция сепарационной, массообменной, фильтрационной частей, конструкция элементов), гидродинамического режима их работы (определяемого величиной фактора скорости газа в аппарате как функции давления, температуры, расхода, свойств газа), качества подаваемого в аппарат гликоля (наличие в нем мехпримесей) и технологической дисциплины эксплуатации аппаратов (недопущение гидроударов, постоянная подача необходимого количества ДЭГ и т.д.).

Линейная скорость движения газа в абсорбционной части определяет время контакта газ – гликоль: чем выше линейная скорость (фактор скорости), тем меньше время контакта, следовательно, ухудшаются параметры осушки газа при прочих равных условиях. Чем выше фактор скорости по аппарату, тем больше перепад давления, следовательно, больше удельный вынос ДЭГ с осушенным газом (вплоть до массового выноса ДЭГ с фильтрационной части аппаратов при достижении критических величин фактора скорости). Чем выше фактор скорости, тем больше вынос ДЭГ с массообменной части на фильтрационную, следовательно, меньше время наработки аппарата осушки (межревиссионный период).

Исходя из изложенного, существуют некоторые критические значения фактора скорости для аппаратов каждого типа, при которых эксплуатация аппаратов осушки газа крайне неэффективна. Фактор скорости как основной параметр, определяющий эффективность работы аппаратов осушки газа, в каком-то смысле универсален еще и потому, что осуществлять контроль за другими параметрами, влияющими на потери ДЭГ (перепад давления по различным частям аппаратов осушки газа, прямой приборный замер потерь ДЭГ), не представляется возможным в достаточном для корреляций объеме.

Контроль за значением выноса ДЭГ с массообменной части в фильтрационную (как за важным показателем эффективности работы аппаратов) возможен лишь при наличии текущей задвижки на линии слива ДЭГ с фильтрационной части по разнице во времени накопления определенного объема гликоля на полуглухой тарелке с открытой и закрытой текущей задвижкой.

При превышении фактора скорости газа выше проектного на 10–15 % наблюдалось “зависание” ДЭГ в массообменной части аппарата, весь ДЭГ, подаваемый на верхнюю тарелку массообменной части, уносился с газом на фильтрационную часть (при закрытой текущей задвижке прирост уровня ДЭГ на полуглухой тарелке был практически равен нулю). Поэтому критическим фактором скорости, определяющим эффективность работы аппаратов осушки газа, нужно считать такой фактор скорости, при котором начинается массовый вынос ДЭГ ($150 \text{ г}/1000 \text{ м}^3$ и выше) с массообменной части аппарата на фильтрационную.

Предложенный алгоритм прогнозирования эффективности работы абсорберов осушки газа заключается в следующем:

определяется зависимость потерь ДЭГ от фактора скорости по фактическому материалу для аппаратов разных типов;

рассчитываются прогнозные факторы скорости на основании прогнозных показателей разработки месторождения по каждой УКПГ, варианта размещения ДКС, числа работающих технологических ниток и т.д.;

по найденным зависимостям потерь ДЭГ как функции фактора скорости и рассчитанным значениям прогнозных факторов скорости определяются прогнозные потери ДЭГ.

На первом этапе этой работы был собран фактический материал за 10 лет эксплуатации УКПГ (за каждый месяц по всем УКПГ) и рассчитан фактический фактор скорости по УКПГ. На рис. 8.27 приведены фактические зависимости удельного расхода U диэтиленгликоля от фактора скорости F по типам аппаратов по усредненным за год данным. Видно, что аппараты ГПР-365 эксплуатируются в наиболее "жестком режиме". Полученная регрессионным анализом формула определения удельных потерь ДЭГ как функции фактора скорости газа

$$U = 18,57 - 8,54F + 2,4F^2$$

позволяет осуществлять прогнозные оценки потерь ДЭГ по аппаратам всех типов с достаточной для практики точностью.

Для более точного прогнозирования потерь ДЭГ были обработаны фактические данные параметров работы УКПГ за весь период эксплуатации. Регрессионным анализом статистического материала получены формулы зависимости потерь ДЭГ от фактора скорости по различным типам аппаратов:

$$U = 9,3 \exp(0,2F) - \text{для аппаратов ГПР-252};$$

$$U = 1,974 \exp(0,619F) - \text{для аппаратов ГПР-365};$$

$$U = 2,517 \exp(0,641F) - \text{для аппаратов ГПР-502}.$$

Интервал применения полученных эмпирических формул лежит в пределах изменения фактора скорости:

для аппаратов ГПР-252 от 0,5 до 2;

для аппаратов ГПР-365 от 2,5 до 4,5;

для аппаратов ГПР-502 от 2,5 до 3,7.

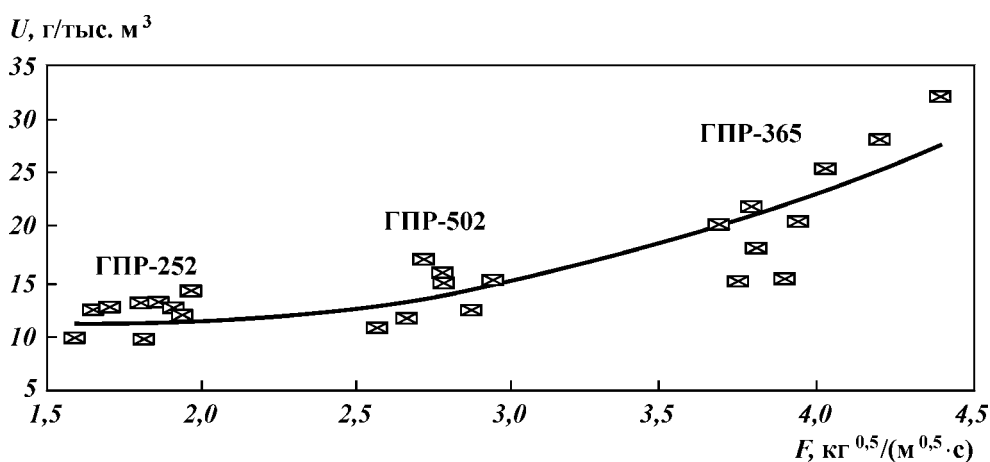


Рис. 8.27. Зависимость удельных потерь ДЭГ с осушенным газом от фактора скорости

В других интервалах применение данных формул будет вносить существенную погрешность в определение потерь ДЭГ.

Ранее были обобщены результаты исследований по наработке на отказ (межревизионный период) МФА, имеющий фильтрующие патроны в верхней секции сепарации и различные модификации конструкций контактно-сепарационной секции.

С учетом основных результатов исследований время наработки фильтрующих патронов можно определять по формуле

$$\tau = C / Y_{\text{кc}},$$

где $C = 0,4 \pm 0,05$ – эмпирический коэффициент; $Y_{\text{кc}}$ – унос ДЭГ из контактно-сепарационной секции, г/м³.

При эффективной очистке ДЭГ (наличии фильтра ДЭГ) рекомендуется принимать $C = 0,55$, при неэффективной очистке (отсутствии фильтра ДЭГ) в установке регенерации $C = 0,4$. Полученная зависимость носит рекомендательный характер и может быть уточнена с учетом значения коэффициента C для конкретных условий эксплуатации МФА.

На параметр “наработка на отказ” оказывают влияние жидкостная нагрузка на фильтрующие патроны (унос ДЭГ из контактно-сепарационной секции) и степень загрязненности гликоля. Для снижения загрязненности ДЭГ необходимо проводить его очистку от механических примесей и продуктов разложения. Наличие дополнительной ступени сепарации в абсорберах осушки газа позволяет снизить жидкостную нагрузку фильтр-патронов МФА и увеличить срок их наработки. При $Y_{\text{кc}} \leq 0,15$ г/м³ возможен срок наработки фильтров до двух и более лет.

8.2.4

ПУТИ СОКРАЩЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ ГЛИКОЛЕЙ В СИСТЕМАХ АБСОРБИЦИОННОЙ ОСУШКИ ГАЗА

Основные направления по сокращению технологических потерь гликолей связаны с совершенствованием технологических схем абсорбиционной осушки газа и технологического оборудования. При этом важную роль играет нормирование расхода ДЭГ и ТЭГ на установках осушки газа, текущий анализ фактических потерь гликолей и их сопоставление с плановыми нормами, что позволяет выявить “узкие” места технологического процесса и наметить мероприятия по сокращению эксплуатационных затрат на УКПГ.

Основная статья технологических потерь гликолей – механический (капельный) унос с осушенным газом в газотранспортную систему. Уменьшение капельного уноса ДЭГ в многофункциональных аппаратах в среднем от 15–20 до 5–8 г/1000 м³ – принципиально решаемая задача как для эксплуатируемых установок осушки газа, так и для проектируемых установок осушки на новых месторождениях Крайнего Севера. Причем следует подчеркнуть, что кардинальное уменьшение механического уноса не может быть достигнуто только за счет улучшения работы многофункциональных аппаратов посредством сокращения эффективных линейных скоростей потоков газа, уменьшения нагрузки по жидкости фильтрационной верхней секции аппаратов, улучшения технологических показателей самого фильтра и т.п. Здесь очень важно очищать насыщенный гликоль от механических примесей,

растворенных солей, продуктов деструкции, тяжелых углеводородов и смолистых соединений до технологически приемлемого уровня. При этом необходимо совершенствовать не только системы очистки ДЭГ, но и выявлять и по возможности устранять основные причины появления этих примесей в абсорбенте.

Так, улучшение работы входных сепараторов на сеноманских УКПГ и применение ряда известных дополнительных технологических приемов позволяет существенно снизить актуальность проблемы постепенного засоления ДЭГ, острота которой, как нетрудно понять, возрастает при сокращении технологических потерь гликоля за счет его механического уноса. В Уренгойгазпроме сейчас проводятся проработки новой технологии (Ю.Н. Ефимов и др.), так называемого “горячего” осаждения солей из НДЭГ. Первые предварительные испытания технологии привели к позитивным результатам. В случае полного успеха подобной оригинальной, но вместе с тем и довольно простой технологии каких-либо более серьезных и радикальных решений фактически в настоящее время не потребуются (в качестве радикальных и наиболее эффективных методов с точки зрения обеспечения качества циркулирующего гликоля здесь упомянем развиваемые в последнее время во ВНИИГАЗе дистилляционные подходы).

Другой пример – перевод установок регенерации гликолей с огневого подогрева на подогрев с использованием термостойких промежуточных теплоносителей – позволяет резко (в десятки раз) уменьшить образование продуктов разложения (кокса, смол) на поверхности теплообменных труб, что уже само по себе улучшает работу массообменных и улавливающих секций абсорберов и тем самым увеличивает их межревизионный период работы. Значительная часть капельного ДЭГ, уносимого с осушенным газом в головной участок магистральной газотранспортной системы, улавливается во входных сепараторах головных компрессорных станций. Диэтиленгликоль, улавливаемый во входных сепараторах КС, может частично возвращаться в технологический цикл. Проработки технологии возврата НДЭГ с КС сейчас проводятся во ВНИИГАЗе и Уренгойгазпроме. В связи с этим возрастает актуальность проблемы реконструкции входных сепараторов на головных КС с целью увеличения степени извлечения гликоля.

В связи с массовым подключением ДКС-1 на Уренгойском месторождении резко обостряется проблема соблюдения показателей качества газа. Отметим основные пути решения возникшей проблемы:

- перевод некоторых установок осушки с ДЭГ на ТЭГ;

- использование технологии двухступенчатой осушки газа на двух температурных уровнях; это позволяет более эффективно реализовывать возможности АВО для охлаждения потока сырого газа при его компримировании до абсорбера;

- реализация схем доулавливания ДЭГ в потоке осушенного газа; например, может быть предложен ряд решений, которые следует рассматривать как аналоги технологической схемы Причарда с учетом особенностей установок абсорбционной осушки газа северных месторождений.

Уменьшение потерь ДЭГ с газом дегазации – в случае необходимости также вполне решаемая задача, например посредством использования технологии поэтапного разгазирования насыщенного гликоля.

Существенное значение в проблеме сокращения технологических потерь гликолей имеют организационно-технические мероприятия:

- четкое соблюдение регламентов по ведению технологических процессов;

своевременная ревизия технологических аппаратов;
контроль и ревизия КИП и А;
постоянный контроль параметров технологического процесса (механический унос, точка росы, режимы регенерации и т.д.);
лабораторный контроль (анализы РДЭГ, НДЭГ, рефлюкса, сточных вод).

Сейчас особую остроту принимают вопросы разработки экспресс-методов химического и физико-химического анализа, поскольку ряд классических методик анализа весьма трудоемок, недостаточно точен и вреден для здоровья обслуживающего персонала. Ряд перспективных экспресс-методик анализа разработан ранее во ВНИИГАЗе и Надымгазпроме.

Таким образом, только комплексный подход к анализу технологических потерь гликолей, улучшающий все элементы абсорбционной технологии подготовки газа в северных условиях, может дать положительный результат и в перспективе привести к сокращению удельных потерь гликолей в 2–2,5 раза.

Резюмируя, можно сказать, что в отрасли имеется целый ряд оригинальных технических проработок по уменьшению содержания в ДЭГ механических примесей, тяжелых углеводородов, неорганических солей, смол, по уменьшению пенообразования гликолей – реализация некоторых из арсенала научно-технических решений приобретает актуальность главным образом на поздней стадии разработки газовых месторождений. В настоящее время имеются две предпосылки для сокращения фактического расхода ДЭГ в полтора-два раза на установках абсорбционной осушки газа северных месторождений России.

8.3

НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ОБРАБОТКА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Низкотемпературные технологические процессы применяются главным образом для обработки природных газов газоконденсатных месторождений с целью одновременной осушки и извлечения целевых компонентов – тяжелых углеводородов и инертных газов при наличии их заметных количеств. Если же в природном газе содержатся диоксид углерода и сероводород, то наиболее распространенный вариант удаления этих неуглеводородных компонентов – абсорбционные методы очистки физическими поглотителями, хотя для удаления кислых компонентов также разработан ряд низкотемпературных процессов. В то же время метод извлечения компонентов $C_{5+в}$ из конденсатсодержащего газа посредством использования физических поглотителей (с последующей десорбцией углеводородов при регенерации абсорбента) без одновременного применения низкотемпературных процессов сейчас вообще не используется в практике промышленной и заводской обработки газа. Следует, однако, отметить, что во ВНИИГАЗе еще в 70–80-е годы была разработана абсорбционная технология извлечения тяжелых углеводородов при положительных температурах (не востребованная газопромышленной практикой), область потенциального применения которой – природные газы с малым конденсатным фактором.

Встречаются, хотя и достаточно редко, месторождения природного газа с очень большим содержанием азота. После осушки газа и извлечения тяжелых углеводородов для последующего разделения метано-азотных смесей используются криогенные процессы. Например, подобные технологические процессы реализованы в Польской Республике. Наряду с криогенными процессами конкурентоспособной схемой разделения азотно-метановых смесей является газогидратная технология (отделение метана от азота за счет образования газового гидрата, обогащенного метаном), которая в настоящее время вполне может быть доведена до практического применения. Криогенные процессы применяются и при получении гелия из природного газа.

В последние десять – пятнадцать лет активно развивается интересное и довольно перспективное направление – мембранные технологии разделения газов. По-видимому, применение мембранных процессов может оказаться целесообразным для подготовки природных газов малых месторождений, расположенных в европейской части России, тогда как в условиях северных месторождений использование данной технологии на сегодняшний день весьма проблематично.

Следует отметить как позитивный момент, что в Западной Сибири практически не встречаются сероводородсодержащие газоконденсатные месторождения, а содержание азота и диоксида углерода в пластовых флюидах, как правило, не превышает 1,5 и 0,5 об. % соответственно. Пока что не обнаружено на севере России и месторождений с промышленным содержанием инертных газов, однако поиск таких залежей, на взгляд авторов, достаточно перспективен. Следовательно, при промышленной подготовке конденсатсодержащих газов месторождений Западной Сибири требуются осушка газа и извлечение главным образом углеводородов $C_{5+в}$ (а также при необходимости пропан-бутанов и этана).

Важнейшая отличительная особенность природных газоконденсатных систем северных месторождений – наличие большого количества залежей со значительным содержанием этана (до 6–7 об. %, а в ачимовской толще – и более). Наличие такой уникальной сырьевой базы позволяет ставить вопросы развития газохимии в северных регионах России, поскольку современные технологии синтетических материалов основаны главным образом на переработке этана. Методы извлечения этана основаны на использовании низкотемпературных процессов (конденсации и ректификации). К сожалению, с начала 90-х годов вопросы проектирования и строительства газохимических комплексов развиваются крайне медленно.

Таким образом, низкотемпературные технологические процессы являются практически единственным экономически оправданным способом извлечения ценных компонентов из природных газов газоконденсатных залежей. Реализация низкотемпературных процессов без энергоемких источников охлаждения может быть осуществлена за счет расширения газа, что обусловлено значительным давлением в продуктивных горизонтах (по сравнению с давлением в магистральном газопроводе).

Газы газоконденсатных залежей севера Западной Сибири достаточно разнообразны по компонентному составу. Данные по компонентному составу природных газов различных продуктивных горизонтов используются при проектировании разработки и обустройства газоконденсатных месторождений. Эти данные получают в основном на стадии разведочного бурения. При последующей разработке месторождения по мере истощения залежей и падения пластового давления с некоторого момента состав добыва-

емо- го флюида изменяется, поскольку углеводородный конденсат выпадает в пласте.

Изменения в составе пластового газа газоконденсатного месторождения в процессе разработки продуктивных горизонтов иллюстрируются на примере Заполярного месторождения в варианте разработки на истощение (табл. 8.45). Из рассмотрения прогнозных данных наглядно видно, что состав пластового газа по легким компонентам (метан-бутаны, азот, диоксид углерода) практически не меняется в процессе разработки залежи, тогда как количество тяжелых компонентов ($C_{5+в}$) уменьшается в полтора раза только за первые десять лет с начала разработки (а в дальнейшем их удельное количество продолжает уменьшаться более быстрыми темпами).

Хорошо известно, что увеличить степень извлечения тяжелых углеводородов можно при использовании методов разработки месторождений с поддержанием пластового давления (сайклинг-процессы). Такой метод разработки газоконденсатных залежей представляется экономически целесообразным при конденсатном факторе, превышающем 200 г/м^3 . Как показано специалистами ВНИИГАЗа, применение схем разработки газоконденсатных месторождений с поддержанием пластового давления повышает конденсатотдачу пластов до уровня 85–90 %. Разумеется, технологии добычи природного газа с рециркуляцией сухого газа должны рационально сочетаться с технологиями обработки газоконденсатных смесей. Однако сайклинг-процессы в условиях северных месторождений России до сих пор не применялись, хотя соответствующие проекты предлагались и продолжают предлагаться к внедрению. В качестве примеров можно привести Северо-Уренгойское, Ен-Яхинское, Песцовое и уже упомянутое Заполярное месторождения, для которых предложен ряд эффективных схем сайклинг-процесса.

Следует отметить, что при проектировании систем разработки и обустройства газоконденсатных месторождений очень необходима информация по составам пластового газа выбранных эксплуатационных объектов, как минимум, до C_{10} , однако такие данные не всегда доступны или достоверны на момент подготовки соответствующих проектов. Особенно это положение характерно для месторождений с малым конденсатным фактором, тогда как при проектировании разработки продуктивных горизонтов, природные газы ко-

ТАБЛИЦА 8.45

Динамика изменения состава пластового газа (в мол. %) Заполярного месторождения (валанжинская залежь)

Компоненты	Время с начала разработки месторождения			Компоненты	Время с начала разработки месторождения		
	До разработки	Через 5 лет	Через 10 лет		До разработки	Через 5 лет	Через 10 лет
Метан	88,41	88,77	89,50	Азот	0,34	0,34	0,35
Этан	4,80	4,82	4,69	Диоксид углерода	0,25	0,25	0,24
Пропан	2,21	2,22	2,16	C_6	0,52	0,45	0,37
Бутаны	0,78	0,79	0,76	C_7	0,44	0,38	0,32
Пентаны	0,66	0,60	0,48	C_8	0,37	0,32	0,27
$C_{5+в}$	3,21	2,81	2,32	C_9	0,30	0,26	0,32
$C_{5+в}$, г/м^3 пластового газа	160	138	112	$C_{10+в}$	0,92	0,80	0,66
$C_{5+в}$, г/м^3 газа сепарации	168	143	116	Средняя молекулярная масса	182	178	170
Средняя молекулярная масса $C_{5+в}$, г/моль	120	118	111	$C_{10+в}$, г/моль			

торых содержат значительное количество тяжелых углеводородов (прежде всего, парафинов), необходимо иметь информацию о составе флюидальной системы вплоть до C_{20} , что связано не только с существенными особенностями промышленной подготовки газа подобных эксплуатационных объектов (имеет место парафиногидратообразование в наземных промышленных системах и, как следствие, необходимость в некоторых модификациях технологических схем), но и с возможностью при определенных условиях выпадения в пласте двух типов конденсата – тяжелого и легкого (т.е. расслоения жидкой углеводородной фазы в пластовых условиях). Следует также обратить внимание на значительное влияние коллектора (пористой среды) на подобное равновесие “жидкость – жидкость”.

8.3.1

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ПРОЦЕССОВ ПРОМЫСЛОВОЙ ОБРАБОТКИ ГАЗА

К 2015–2020 гг. 30 % природного газа России будет добываться из газоконденсатных залежей Западной Сибири. В условиях постепенного сокращения добычи нефти особое значение начинает приобретать добыча газового конденсата. Технология промышленной обработки природных газов газоконденсатных месторождений в настоящее время характеризуется низкой степенью извлечения жидких углеводородов: этана – около 10, пропан-бутанов – 30, компонентов $C_{5+в}$ – до 95 мас. % от их потенциального содержания в пластовом газе. Относительно низкий уровень извлечения углеводородов на промышленных установках обусловлен применением процесса низкотемпературной сепарации (НТС) на температурном уровне до -30 °С. Поэтому при изменении в перспективе конъюнктуры рынка могут приобрести значительную актуальность технологические процессы обработки газа на температурном уровне до минус 60–80 °С которые сейчас реализуются исключительно в заводских условиях. На этом температурном уровне практически полностью извлекаются углеводороды $C_{5+в}$ и примерно 50–60 % пропан-бутановой фракции. Кроме того, при необходимости может быть извлечено и до 50 % этана. Разумеется, низкотемпературные промышленные процессы обеспечивают и требования отраслевого стандарта (см. раздел 8.1) к качеству подготовки товарного газа, поставляемого в магистральные газотранспортные системы (точки росы по влаге и углеводородам).

Таким образом, генеральным направлением в проектировании низкотемпературных установок для промышленной обработки конденсатсодержащих газов на период после 2000 г. может (и должна!) стать разработка промышленных процессов с более низкими температурными уровнями и, кроме того, отличающихся повышенной технологической гибкостью. Под гибкостью здесь понимаем возможности использования технологии при варьировании в широком диапазоне входных параметров (температура, давление, состав) обрабатываемого углеводородного сырья, а также выделения тех или иных целевых продуктов в объемах, зависящих от их текущего спроса. Необходим более дифференцированный подход к технологическим процессам на вновь обустриваемых месторождениях, учитывающий не только специфику эксплуатационных объектов, но и долговременные тенденции по рынкам сбыта продукции газовой промышленности.

Увеличение глубины извлечения углеводородного конденсата тесно связано с развитием геохимии как потребителя фракций легких углеводородов. При этом приобретает актуальность целенаправленное формирование ценовой политики с тем, чтобы сделать рентабельной добычу и переработку как стабильного конденсата, так и легких углеводородных фракций. Следовательно, реализация технических предложений по увеличению степени извлечения целевых компонентов из конденсатсодержащих газов Западной Сибири может быть осуществлена при наличии долговременной государственной политики в сырьевой сфере, направленной на стимулирование добычи и переработки конденсата, при значительном долевом участии ОАО «Газпром» в комплексной переработке углеводородного сырья с последующей реализацией продукции газохимии на внешнем и внутреннем рынках. Поэтому для ОАО «Газпром» особое значение приобретает стратегическое планирование развития отрасли в Западной Сибири как основном газодобывающем регионе с учетом постепенного качественного изменения структуры добываемого углеводородного сырья.

В настоящее время основным низкотемпературным процессом промышленной подготовки газа газоконденсатных месторождений России все еще остается процесс низкотемпературной сепарации с охлаждением газа за счет использования избыточного (по сравнению с газопроводом) давления на входе в установку. Охлаждение газа осуществляется посредством его дросселирования, т.е. используется эффект Джоуля – Томсона. Процесс дросселирования является изохнтальпийным и при характерных термобарических условиях функционирования промышленных установок для газоконденсатных залежей северных месторождений приводит к значительному снижению температуры обрабатываемого газа (в диапазоне 3–4,5 °С на 1 МПа, причем значение дифференциального дроссель-эффекта зависит от состава газоконденсатной смеси и возрастает с понижением температуры газа до дросселя). Таким образом, метод НТС по своей основной идее основан на конденсации гомологов метана из природного газа, обычно при температуре от –10 до –30 °С, и последующем разделении жидкой и газовой фаз, находящихся в состоянии, достаточно близком к термодинамическому равновесию.

За рубежом метод НТС впервые был апробирован в США для извлечения жидких углеводородов из продукции скважин газоконденсатных месторождений (первая промышленная установка пущена в эксплуатацию в 1950 г.). Теоретические проработки рассматриваемой технологии начаты во ВНИИГАЗе уже в 1953 г. Процесс НТС в отечественной практике впервые реализован на промыслах Краснодарского края (первая установка НТС пущена в эксплуатацию на Ленинградском газоконденсатном месторождении в 1959 г.). В то время, не имея собственного опыта проектирования, строительства и эксплуатации установок НТС, приходилось буквально на ходу вносить различные, порой существенные, поправки и изменения в проектную технологию. Последующее внедрение установок НТС на Шебелинском месторождении и других месторождениях Украинской республики также сопровождалось преодолением значительных организационно-технических и технологических трудностей. Затем процесс НТС был успешно реализован на месторождениях Средней Азии, Оренбургском и Карачаганакском ГКМ. Анализ работы первых отечественных установок низкотемпературной сепарации представлен в ряде обобщающих работ, опубликованных уже в 60-е годы.

В северных условиях технология НТС впервые в России была применена на уникальнейшем Вуктыльском газоконденсатном месторождении, потенциальное содержание конденсата в котором доходило до 400 г/м^3 . Аналогичная технология была разработана и реализована в восьмидесятых годах при подготовке проектов обустройства гигантских северных месторождений – Уренгойского и Ямбургского (УКПГ валанжинских залежей).

Простейший вариант технологии НТС представлен на рис. 8.28 (здесь приведена только принципиальная схема без каких-либо деталей). Сырой газ со скважин поступает на первую ступень сепарации во входной сепаратор 1, где от газа отделяется водная фаза и нестабильный углеводородный конденсат, выпавшие в стволах скважин и газосборных сетях. Далее отсепарированный газ поступает в теплообменник 2 типа “газ – газ” для рекуперации холода сдросселированного газа, где охлаждается на $10\text{--}15 \text{ }^\circ\text{C}$ и более. Охлажденный газ из теплообменника подают на расширительное устройство 3, после которого его температура вследствие эффекта Джоуля – Томсона понижается от -10 до $-30 \text{ }^\circ\text{C}$. После дроссельного устройства 3 обрабатываемый газ вместе со сконденсировавшейся жидкой фазой поступает в низкотемпературный сепаратор 4, где от него отделяется жидкая фаза (водная и углеводородная), а очищенный от влаги и тяжелых углеводородов ($\text{C}_{5+\text{в}}$) холодный газ проходит рекуперативный теплообменник 2 в противотоке с “сырым” газом и далее поступает в газопровод в качестве товарного продукта. Теплообменник 2 по току холодного осушенного газа в начальный период эксплуатации может частично байпассироваться (при наличии избыточного давления на входе в установку). Эффективность охлаждения газа посредством использования процесса изоэнтальпийного расширения газа с рекуперацией холода может достигать $10\text{--}12 \text{ }^\circ\text{C}$ на 1 МПа свободного перепада.

Расчеты показывают, что в теплообменнике, дросселе и низкотемпературном сепараторе термобарические параметры природного газа отвечают области стабильности газовых гидратов кубической структуры II. Для предотвращения образования гидратов используются ингибиторы гидратообразования (первоначально на южных установках НТС применялись гликоли, однако в северных условиях более удобным ингибитором оказался метанол, тогда как другие составы ингибиторов используются достаточно редко).

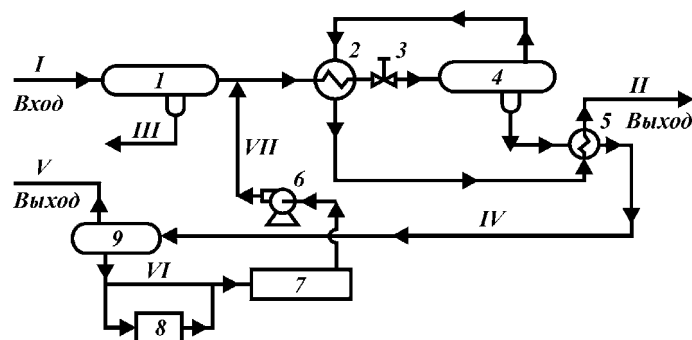


Рис. 8.28. Схема установки НТС производства газоконденсатных скважин:

I – сырой газ; *II* – сухой газ; *III* – конденсат газовый и вода; *IV* – конденсат газовый и насыщенный гликоль; *V* – конденсат газовый; *VI* – гликоль насыщенный; *VII* – гликоль регенерированный; 1, 4 – сепараторы; 2, 5 – теплообменники; 3 – штуцер (дроссель); 6 – насос; 7 – установка регенерации гликоля; 8 – фильтр; 9 – трехфазный разделитель

Впрыск ингибитора гидратообразования предусматривается как перед теплообменником 2, так и перед дросселем в объеме, необходимом для предупреждения гидратов с тем, чтобы обеспечить безгидратный режим эксплуатации технологического оборудования. При повышенном содержании парафинов в газе для предотвращения их отложения в теплообменнике и низкотемпературном сепараторе находят применение комплексные ингибиторы, предупреждающие как образование гидратов, так и отложение парафинов. В случае коррозии оборудования в ингибитор вводят и антикоррозионные реагенты (ингибитор гидратообразования, таким образом, является носителем ингибитора коррозии).

Водная фаза (т.е. водный раствор ингибитора) и углеводородный конденсат, выделившиеся в сепараторе 4, поступают в разделитель 9, где углеводородный конденсат частично дегазируется. Далее конденсат направляют на установку его стабилизации (в простейшем случае это может быть выветриватель), наконец, дебутанизованный конденсат поступает на отдельную газофракционирующую установку (с целью получения дизтоплива, бензина газоконденсатного, пропеллентов, хладагентов и других целевых продуктов). Стабилизацию и газофракционирование конденсата проводят в заводских условиях. Газы дегазации низкого давления могут быть использованы на внутренние нужды, а избыток их первоначально зачастую сжигался. Отработанный водный раствор ингибитора гидратообразования (насыщенный гликоль или водный раствор метанола) направляется на соответствующую установку регенерации.

Принципиальную схему технологии НТС (см. рис. 8.28) следует называть схемой с двухступенчатой сепарацией газа. Ступеней сепарации газа может быть и больше двух. Так, если включить в технологическую схему перед дросселем дополнительный промежуточный сепаратор (после теплообменника 2 перед дросселем 3), то сепарация природного газа станет трехступенчатой. Схемы низкотемпературной сепарации с числом ступеней сепарации больше трех в промышленных условиях практически не используются (в то же время многоступенчатые каскадные схемы сепарации находят применение в низкотемпературных схемах абсорбции, конденсации и ректификации для глубокого извлечения из природного газа этана, пропана и бутанов, но эти низкотемпературные процессы не являются собственно процессом НТС и проводятся сейчас исключительно в заводских условиях).

Каковы же достоинства применения простой технологии НТС при промышленной подготовке газа? Отметим основные из них:

- низкие капитальные расходы и эксплуатационные затраты, особенно в начальный период эксплуатации при наличии свободного перепада давления;
- помимо извлечения жидких углеводородов одновременно осуществляется и осушка газа до требуемых отраслевым стандартом кондиций;

- установки НТС достаточно просты в эксплуатации и техническом обслуживании, тем самым возможно использование технического персонала средней квалификации (это обстоятельство и позволяет осуществлять процесс в промышленных условиях);

- легкость регулирования технологического процесса и его автоматизации в условиях газопромысла;

- возможность постепенного дополнения и развития технологии при снижении пластового давления и соответственно уменьшении свободного перепада давления, так что уже на момент проектирования установки могут быть предусмотрены различные перспективные варианты продления срока

ее эффективной эксплуатации (в частности, за счет использования внешних источников холода, а также подключения дожимных компрессорных станций).

Именно все эти несомненные достоинства процесса низкотемпературной сепарации и его последующих модификаций обеспечили широкую распространенность в отечественной практике установок НТС для промышленной обработки природных газов газоконденсатных месторождений.

Какие имеются недостатки рассматриваемой простейшей технологии НТС?

Для выявления границ эффективной применимости, недостатков и “узких мест” технологии НТС необходимо использовать термодинамический анализ с включением в этот анализ, помимо традиционных подходов, и элементов так называемого эксергетического метода (эксергетический анализ – относительно новый раздел технической термодинамики – был развит в 50–60-е годы, причем сейчас он переживает как бы второе рождение).

Уже традиционный термодинамический анализ, включающий прогнозные расчеты термобарических параметров и составов контактирующих фаз в каждой точке технологической цепочки, наглядно показывает, что основные недостатки технологии НТС непосредственно вытекают из присущих ей особенностей:

несовершенство термодинамического процесса однократной конденсации, при этом извлечение из природного газа целевых компонентов при заданных температуре и давлении в конечном низкотемпературном сепараторе зависят только от состава исходной смеси;

в процессе эксплуатации пластовое давление падает (при этом содержание углеводородного конденсата в пластовом газе уменьшается), так что “свободный перепад” давления на дросселе уменьшается (происходит, как иногда образно говорят, “исчерпание” дроссель-эффекта) и, следовательно, повышается температура сепарации; в результате не только удельное количество, но и степень извлечения целевых компонентов уменьшается;

термодинамическое несовершенство изоэнтальпийного расширения газа как холодопроизводящего процесса (потенциальная работа, которую мог бы совершить расширяющийся газ, “усваивается” потоком в форме теплоты, тем самым эффективность охлаждения снижается).

Детальный термодинамический анализ схемы НТС применительно к несколько схематизированной технологии НТС, адаптированной для условий северных месторождений, представлен ниже. Что же касается эксергетического анализа (позволяющего оценить потери эксергии, т.е. работоспособности потока, на том или ином участке технологической схемы), то схематично этот подход заключается в следующем. Составляется баланс потерь эксергии на установке по отдельным статьям (приведем ориентировочные значения: на конденсацию углеводородной и водной фаз – 7–8 %; на дросселирование – 20–25 %, от недорекуперации 20–30 %, на преодоление гидравлических сопротивлений – до 5–7 % и пр.), а также оценивается эксергетическая эффективность отдельных технологических аппаратов. Это позволяет выявить действительный вклад каждого фактора в потери эксергии и, следовательно, оценить целесообразность и необходимость усовершенствования как непосредственно процесса НТС, так и отдельных элементов и узлов.

Нетрудно заметить, что эксергетический анализ совместно с технико-экономическими расчетами акцентирует в первую очередь внимание на необходимости совершенствования эффективности теплообмена. Так, налагаются

достаточно жесткие требования на теплоизоляцию низкотемпературного оборудования (в первую очередь – низкотемпературного сепаратора). Другими важнейшими моментами в повышении эффективности технологии является снижение недорекуперации газа в теплообменниках (это достигается посредством интенсификации теплообмена), а также рациональное использование холода углеводородного конденсата, выделяющегося на последней ступени сепарации. Учет последнего приводит к некоторым модификациям простейшей технологии НТС, например приводит к целесообразности включения в схему НТС дополнительного теплообменника газ – углеводородный конденсат. Имеются и другие пути утилизации холода углеводородного конденсата. Внедрение указанных мероприятий по снижению недорекуперации холода позволяет значительно повысить эффективность рассматриваемой технологии в целом. Это связано с тем, что степень охлаждения газа при дросселировании заметно возрастает при снижении температуры газа перед дросселем, а понижение температуры газа после дросселя в свою очередь улучшает эффективность теплообмена, т.е. имеет место нелинейный эффект. Это обстоятельство приводит к тому, что для каждой установки НТС существует некоторый минимально необходимый свободный перепад давления на дросселе, и, если этот перепад становится меньше, то начинает резко расти температура газа в конечном сепараторе.

Мы не останавливаемся далее на деталях и результатах эксергетического анализа, позволяющего выявить “узкие места” технологии с точки зрения потерь эксергии и наметить наиболее рациональные пути оптимизации процессов. Подчеркнем лишь, что помимо традиционного термодинамического рассмотрения в настоящее время необходимо также проводить конкретный эксергетический анализ для каждой проектируемой установки промышленной и заводской обработки газа. К сожалению, эта методология до сих пор практически не используется в отечественной практике проектирования оборудования газопромыслов, хотя соответствующие предложения и рекомендации имели место. Здесь стоит отметить, что эксергетический анализ необходимо проводить не только на отдельной установке типа НТС, но и для системы сбора и промышленной подготовки газа в целом, включая и скважины (кусты скважин). Следует особо подчеркнуть не совсем очевидный характер применения эксергетического анализа применительно к технологическим процессам газовой промышленности, поскольку этот подход не является полностью формализованным и на сегодняшний день требуется его определенное переосмысление и соответствующая адаптация применительно к современным схемным решениям.

В настоящее время на стадии проектирования низкотемпературных установок практически не проводится и детальный анализ массообменных процессов в технологических аппаратах – теплообменниках, аппаратах охлаждения, сепараторах, абсорберах, десорберах, эжекторах, детандерах и других устройствах (имеются в виду кинетика конденсации из многокомпонентной газовой смеси воды, углеводородов и динамика распределения впрыскиваемых в поток газа ингибиторов гидратообразования по фазам: газовой, водной и углеводородной). Надо сказать, что работы в этом направлении постоянно ведутся, но все еще не просматривается комплексный подход к проблеме. При переходе на проектирование модифицированных технологий типа НТС с дополнительными элементами заводской обработки газа необходимо гораздо более полно моделировать процессы, протекающие в технологических аппаратах, и учитывать не только термодинамический, но и кине-

тические аспекты (теплообмен). Для реализации последнего положения целесообразно адаптировать имеющиеся и разработать новые математические модели реальных (а не абстрактных) технологических аппаратов, проверяя и уточняя эти модели в промышленных условиях (т.е. проводя соответствующую параметризацию математических моделей). Важность этой не вполне тривиальной методической работы, к сожалению, еще осознается совершенно недостаточно. Между тем отсутствие адекватных моделей реальных промышленных объектов не позволяет проводить в должной мере оптимизацию технологических процессов и затрудняет создание надежных пакетов программ для максимальной интеграции и визуализации исходной информации, позволяющих инженеру-проектировщику систем обустройства работать в режиме так называемой “виртуальной реальности”.

Но вернемся к традиционному анализу процесса НТС.

Важнейший момент при проектировании установки НТС состоит в том, чтобы добиться в первую очередь максимального извлечения компонентов $C_{5+в}$ из природного газа. Для этого необходимо выбрать давление и температуру НТС (речь идет о термобарических условиях в концевом низкотемпературном сепараторе) из требования максимальной конденсации тяжелых углеводородов. Как было обосновано еще в 60-е годы, проведение процесса НТС в несколько ступеней приводит к меньшему выходу нестабильного конденсата, чем (теоретически) сепарация в одну ступень. Анализ фазовых диаграмм газоконденсатных смесей свидетельствует о наличии давления максимальной конденсации углеводородов при заданной температуре сепарации. Здесь хотелось бы особо подчеркнуть вклад О.Ф. Худякова, который еще в 60-е годы активно участвовал в цикле проводившихся во ВНИИГАЗе газоконденсатных исследований, позволивших впоследствии дать конкретные предложения по совершенствованию технологии НТС.

На уровне изобретений был разработан ряд технических решений, направленных на увеличение выхода углеводородного конденсата при сохранении двух- либо трехступенчатой сепарации газа. Простейшее решение состоит в организации впрыска части тяжелого углеводородного конденсата, выделяемого в первичном сепараторе, на последнюю ступень сепарации (впрыск осуществляется перед дросселем, и при этом необходимо подобрать оптимальное количество впрыскиваемого конденсата с первой ступени сепарации). Впрыскиваемый углеводородный конденсат с первой ступени сепарации имеет высокую температуру, и, для того чтобы уменьшить его влияние на температуру в низкотемпературном сепараторе, конденсат перед впрыском охлаждается, обычно в теплообменнике типа “конденсат – конденсат”. Этот технологический прием с теоретической точки зрения позволяет несколько увеличить выход нестабильного конденсата (в разделе 8.3.2 приведены результаты анализа работы технологической схемы НТС с безнасосной подачей за счет разности давлений части конденсата на последнюю ступень сепарации для одного из УКПГ Уренгойского ГКМ). При наличии трехступенчатой сепарации газа (с промежуточной сепарацией до дросселя) выделяющийся на промежуточной ступени сепарации нестабильный конденсат можно вместе с водометанольным раствором подавать в поток впрыскиваемого конденсата. Подобный усовершенствованный вариант позволяет более экономично решить проблему предупреждения гидратообразования при охлаждении этого конденсата в теплообменнике “конденсат – конденсат”. Имеются и некоторые другие варианты частичного устранения указанного недостатка многоступенчатой технологии сепарации газа. Однако все анало-

гичные предложения имеют паллиативный характер и не решают радикально проблему увеличения выхода тяжелых углеводородов $C_{5+в}$. Таким образом, варианты впрыска нестабильного конденсата на последнюю ступень сепарации сейчас представляют главным образом методический интерес, как лежащие в русле развития идей совершенствования низкотемпературных процессов промышленной подготовки газа, начиная с простейшей технологии НТС.

Дальнейшим развитием идеи впрыска конденсата на последнюю ступень сепарации следует рассматривать процессы низкотемпературной абсорбции. Смысл технологии низкотемпературной абсорбции состоит в замене низкотемпературного сепаратора 4 (см. рис. 8.28) на комбинированный аппарат – абсорбер-сепаратор. В верхнюю, массообменную, часть абсорбера-сепаратора подают углеводородный конденсат с первой ступени сепарации, и этот конденсат в противотоке абсорбирует из природного газа часть оставшихся тяжелых углеводородов $C_{5+в}$, а также пропан-бутановую фракцию. Помимо углеводородного конденсата предлагались и другие абсорбенты (например, соляное масло), однако при этом возникает необходимость в дополнительном узле регенерации абсорбента с извлечением абсорбированных углеводородов. Углеводородный конденсат как абсорбент в этом плане предпочтителен. Рассматриваемая технологическая схема получила название низкотемпературной абсорбции (НТА). В ее рамках возможно более существенное повышение степени извлечения пропан-бутановой фракции (на 10–15 %) и в меньшей мере – тяжелых углеводородов $C_{5+в}$ (не более чем на 5 %). В настоящее время разработан ряд вариантов НТА, адаптированных к промышленным условиям, в связи с чем иногда используется аббревиатура ПНТА.

Что касается газа дегазации низкого давления, образующегося на установке НТС, то имеется техническая возможность его полного возвращения в основной газовый поток без каких-либо дополнительных энергетических затрат, оставаясь в рамках классической технологии НТС. Утилизация газов дегазации достигается заменой дросселирующего устройства на эжектор типа газ – газ. В настоящее время эжектор газ – газ – традиционный аппарат установки НТС. Принципиальная схема установки НТС с эжектором в варианте трехступенчатой сепарации показана на рис. 8.29. Технология НТС с эжектором впервые реализована на Вуктыльском газоконденсатном месторождении.

Обсудим принципиальные модификации технологии НТС и остановимся на тех технических решениях, которые обеспечивают продление срока ее службы на период “исчерпывания” дроссель-эффекта.

В связи с падением пластового давления в ходе эксплуатации месторождения простая технология НТС (см. рис. 8.28) даже с некоторыми указанными выше усовершенствованиями, позволяет проводить качественную подготовку газа к дальнему транспорту и обеспечивает извлечение целевых компонентов ($C_{5+в}$ и отчасти C_3-C_4) на приемлемом уровне только первые 10–12 лет эксплуатации месторождения, причем в крайне редких случаях имеет смысл рассчитывать на несколько больший срок. Разумеется, “сроки жизни” стандартной технологии НТС здесь указаны при оптимальных, а не форсированных отборах газа (последнее имело место, например, на ряде газоконденсатных месторождений Краснодарского края). При уменьшении входного давления на установку и поддержании в низкотемпературном сепараторе давления на прежнем уровне температура сепарации начинает повышаться. Для ее поддержания в требуемом диапазоне приходится вводить на установку НТС дополнительные технологические аппараты.

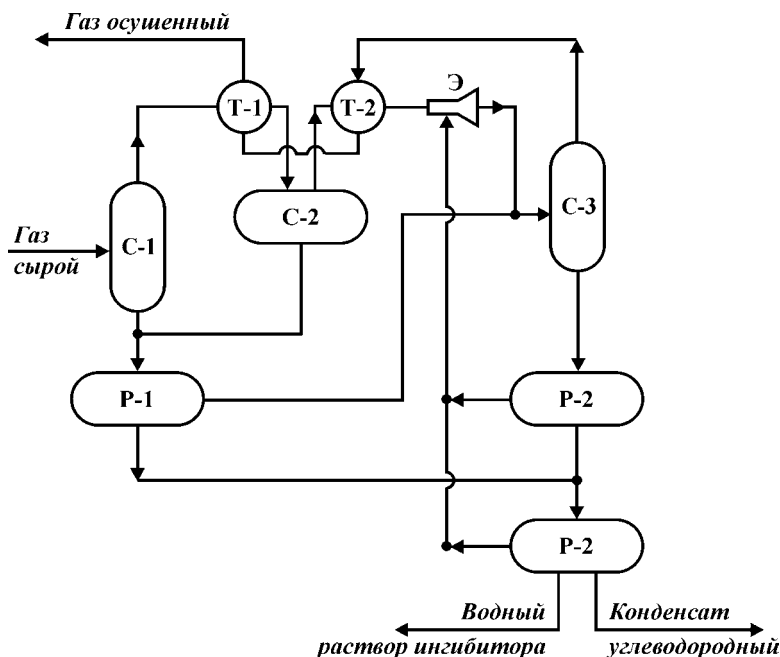


Рис. 8.29. Схема установки НТС с эжектором:

C-1, C-2, C-3 – сепараторы; T-1, T-2 – теплообменники; Э – эжектор типа газ – газ; P-1, P-2, P-3 – разделители (газа, углеводородного конденсата, водной фазы ингибитора гидратообразования)

Выделим основные направления и варианты продления “срока жизни” технологии НТС на период снижения давления газа на устьях скважин (см. рис. 8.28).

1. Наряду с охлаждением газа в теплообменнике газ – газ приходится предусматривать систему внешнего (дополнительного) охлаждения. Например, это может быть теплообменник газ – вода: данное решение иногда практикуется на установках НТС газа южных месторождений; это же решение представляется естественным при реализации технологии НТС на морских месторождениях, тогда как применительно к северным месторождениям целесообразно использовать аппараты воздушного охлаждения газа (АВО газа в условиях Крайнего Севера эффективно функционируют девять холодных месяцев в году), а также подключать холодильные установки главным образом в летнее время года. В отрасли имеется определенный опыт функционирования холодильных установок в системе низкотемпературной сепарации. Первая холодильная установка введена в эксплуатацию в 1967 г. на месторождении Газли, затем холодильные установки функционировали на месторождениях Туркмении, Республики Коми, а также на Украине, в частности на Новотроицком ГКМ, где впервые в стране был осуществлен сайклинг-процесс. На этих установках использовались компрессионные холодильные машины, а в качестве хладагента применялись аммиак или пропан. В 80-е годы во ВНИИГАЗе исследован и рекомендован для практического применения более экономичный холодильный цикл на пропан-бутановой смеси (его, в частности, рекомендовано использовать в холодильных уста-

новках газотранспортных систем для охлаждения природного газа до температуры грунта). Холодильные циклы на многокомпонентных хладагентах активно используются в настоящее время в зарубежных установках обработки конденсатсодержащих газов.

2. Имеется и другой вариант, который часто оказывается приемлемым, особенно если для заданного состава газа давление максимальной конденсации оказывается ниже, чем давление в газопроводе. Здесь за счет снижения рабочего давления в низкотемпературном сепараторе можно продлить срок эффективной эксплуатации установки НТС, дополняя ее дожимной компрессорной станцией (ДКС) после установки подготовки газа. При дальнейшем снижении пластового давления с целью последующего продления срока функционирования НТС возможно подключение установки ДКС и в “голове” технологического процесса (после первой ступени сепарации газа) с последующим охлаждением газа в АВО. Именно такие технические решения сейчас реализуются на северных месторождениях, которые оказались технологичными из-за одновременной разработки нескольких залежей и наличия свободных мощностей ДКС. Отметим, однако, что более экономичным является процесс внешнего охлаждения газа, а не его предварительное компримирование с последующим дополнительным охлаждением газа за счет его же дросселирования.

3. В то же время с термодинамической точки зрения принципиальное улучшение технологии НТС может быть осуществлено заменой неэффективного процесса охлаждения газа посредством изоэнтальпийного охлаждения (дросселирования) на термодинамически более совершенный процесс изоэнтропийного расширения (точнее говоря, – на некоторый политропический процесс, достаточно близкий к изоэнтропийному) с использованием детандерной технологии расширения природного газа. На рис. 8.30 для типичного состава газа газоконденсатных месторождений наглядно показана существенно большая эффективность охлаждения газа в изоэнтропийном процессе, поскольку в последнем случае природный газ при расширении совершает работу. Работа, совершаемая расширяющимся газом, может утилизироваться, например, для выработки электроэнергии (это особенно эффективно в начальный период эксплуатации газопромысла). Другой наиболее распространенный вариант – получаемая работа непосредственно используется для

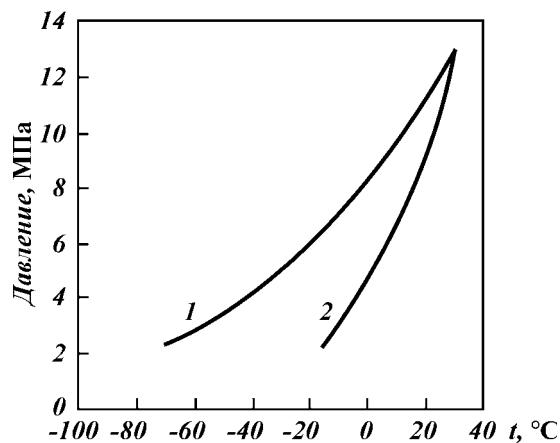


Рис. 8.30. График снижения температуры газа при изоэнтропийном (1) и изоэнтальпийном (2) расширении

компримирования охлажденного газа после отделения сконденсировавшейся жидкой фазы в низкотемпературном сепараторе. В технологической схеме НТС (см. рис. 8.28) дросселирующее устройство 3 заменяется на турбодетандер, который располагается на одном валу с компрессором (используют термины: турбокомпрессорный или же детандер-компрессорный агрегат, последний термин более точен). Данное техническое решение представляется весьма изящным. При этом оказывается возможным охлаждение газа в низкотемпературном сепараторе до $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$ и ниже. Кроме того, и давление в низкотемпературном сепараторе оказывается ниже, чем давление товарного газа на входе в газопровод, а это обстоятельство совместно с низкими температурами НТС как раз и обеспечивает высокую степень конденсации углеводородов $\text{C}_{3+\text{в}}$.

Принципиальная технологическая схема установки НТС с турбодетандером и компрессором показана на рис. 8.31. Следует отметить одну характерную особенность применения турбодетандера в схеме НТС: сепарация газа оказывается как минимум трехступенчатой (см. рис. 8.28, 8.31), поскольку перед детандером обязательно устанавливают сепаратор (имеются жесткие ограничения на допустимое количество капельной жидкости в газе, поступающей на детандер). Промышленное использование турбодетандеров при обработке природного газа началось в США уже в 1964 г. (температурный уровень – минус $93\text{ }^{\circ}\text{C}$). Отечественные опытно-промышленные образцы турбодетандеров, предназначенные для установок промысловой подготовки газа, проходили испытания на Шебелинском и Вуктыльском месторождениях еще в 70-х годах и впоследствии были включены в проектные технологические схемы на Уренгойском и Ямбургском месторождениях.

Особо подчеркнем, что многие перспективные решения, разрабатываемые в последние годы во ВНИИГАЗе совместно с проектными институтами ВНИПИГаздобыча и ЮжНИИГипрогаз по совершенствованию технологии обработки газа в промысловых условиях как на вновь вводимых месторожде-

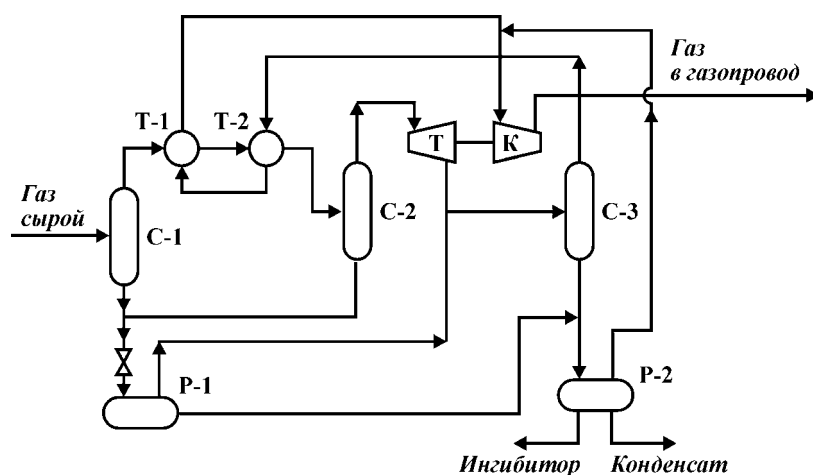


Рис. 8.31. Схема установки низкотемпературной сепарации с турбодетандерным агрегатом: C-1, C-2, C-3 – сепараторы; T-1, T-2 – теплообменники; T – турбодетандер; K – компрессор; P-1, P-2 – разделители

ниях, так и при модернизациях и реконструкциях промышленных установок на действующих месторождениях основываются именно на активном использовании турбодетандер-компрессорных технологий. Недостаток, и весьма существенный, подобных технологий – низкая эксплуатационная надежность высокоскоростного детандерного агрегата, особенно с учетом специфики северных месторождений и квалификации обслуживающего персонала. Многолетние работы в этом направлении, проводимые в бывшем СССР, к сожалению, не привели к удовлетворительным результатам именно с точки зрения надежности эксплуатации турбодетандеров. В сложившейся ситуации разработка конструктивно надежных турбодетандеров – приоритетное направление в технической политике ОАО “Газпром”. В настоящее время в стадии испытаний находятся отечественные турбодетандеры на магнитной подвеске (с использованием электромагнитных подшипников). Судя по зарубежному опыту, такое техническое решение значительно повышает эксплуатационную надежность детандеров и продлевает срок их службы.

Помимо замены дросселирующего устройства на турбодетандер в технологии НТС (см. рис. 8.31), имеется целый ряд других вариантов применения детандерных технологий в системах промышленной обработки газа. Так, целесообразно применение турбокомпрессорных агрегатов и при разработке газоконденсатных месторождений с поддержанием пластового давления (для этого случая во ВНИИГАЗе разработаны технологические схемы с двумя детандерными агрегатами, работающими по принципу так называемого “холодного дожатия”). Детандер может быть включен и в “голове” технологического процесса после ДКС и АВО газа (такой вариант применен на валанжинской УКПГ Ямбургского месторождения, подробнее см. в следующем разделе). В качестве еще одного интересного примера приведем технологическую схему (рис. 8.32), в которой за счет использования расширения в турбине углеводородного конденсата с первой ступени сепарации работает компрессорный агрегат для сжатия газов дегазации второй ступени сепара-

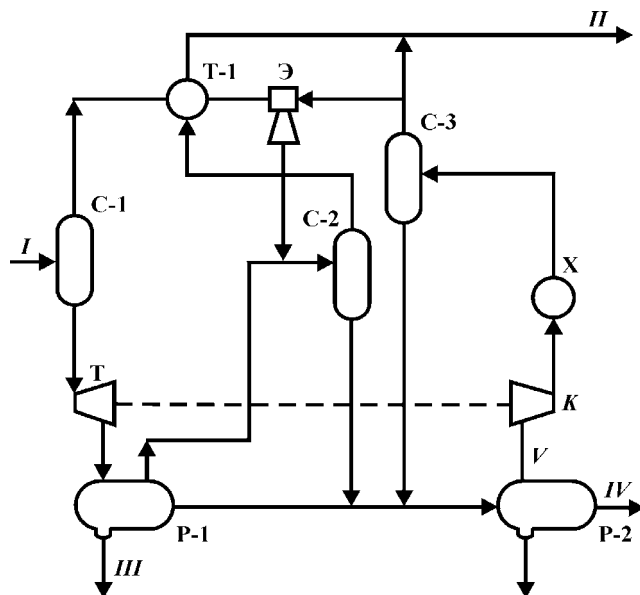


Рис. 8.32. Принципиальная схема обработки газоконденсатной смеси по энергосберегающей технологии:
 С-1, С-2, С-3 – сепараторы;
 P-1, P-2 – трехфазные разделители;
 Т-1 – теплообменник;
 Э – эжектор;
 Т – турбодетандер;
 К – компрессор;
 X – холодильник;
 I – газоконденсатная смесь;
 II – товарный газ;
 III – водоингибиторная смесь;
 IV – дегазированный конденсат на дополнительную обработку;
 V – газ дегазации

ции. Более того, в отдельных случаях возможна, а иногда и экономически целесообразна адаптация детандерной технологии для промышленной обработки тощих газов (см. раздел 8.3.4). Наконец, попутно здесь следует отметить эффективность применения детандерных технологий на газораспределительных станциях с целью использования “дармовых” перепадов давления: работа, совершаемая газом, может быть использована для выработки электроэнергии (этот вопрос дискутируется уже многие и многие годы, включая “проблемные” публикации в популярных и газетных изданиях).

Технологическая схема подготовки газа с турбодетандером и компрессором рассматривалась выше как некоторое изящное и эффективное обобщение стандартной схемы НТС, позволяющее расширить возможности низкотемпературной технологии, создать предпосылки для увеличения степени извлечения не только тяжелых, но и легких углеводородов, а также обеспечить достаточно длительный период эксплуатации установок без их реконструкции. Однако принципиально может быть предложена еще более оригинальная, хотя до сих пор теоретически и технологически слабо проработанная, так называемая “газодинамическая технология” охлаждения природного газа, в которой два процесса (в идеализированном варианте: изоэнтروпийное расширение с последующим изоэнтропийным сжатием) совмещаются в одном аппарате – газодинамическом сепараторе (точнее, это устройство можно назвать вихревым эжекторным сепаратором). Суть технологии состоит в следующем. Закрученный поток газа расширяется в (звуковом или сверхзвуковом) сопле, при этом принципиально могут быть достигнуты и очень низкие температуры минус 50–80 °С и ниже. Цель закрутки – создать условия для отделения конденсирующейся жидкой фазы. Сконденсировавшаяся жидкость отделяется от газового потока, после чего давление и температура газового потока частично восстанавливаются в диффузоре.

Отметим потенциальные достоинства газодинамического сепаратора:

исключительно быстрое охлаждение газа (скорость охлаждения газа составляет миллион градусов в секунду), что, собственно, и позволяет надеяться на конденсацию целевых компонентов;

отсутствие каких-либо движущихся механических частей (в отличие от турбокомпрессора здесь не происходит промежуточного преобразования внутренней энергии газа в механическую работу, приводящего к дополнительным потерям эксергии);

согласно расчетным оценкам достаточно высокая степень восстановления первоначального давления, т.е. промышленная подготовка газа, в рассматриваемом случае может осуществляться при потерях давления в диапазоне 1–2,5 МПа (в отличие от технологии НТС, для которой характерен свободный перепад давления порядка 4–5,5 МПа).

Таким образом, технологические схемы низкотемпературной обработки газа с применением газодинамических сепараторов в принципиальном отношении не только существенно эффективнее технологии НТС с дросселем, но заметно превосходят по эксергетической эффективности и НТС с турбодетандерным агрегатом.

Основная проблема газодинамической технологии сепарации газа – малые времена (порядка 10^{-3} с) пребывания термодинамической системы в “криогенном” состоянии, т.е. малые времена для конденсации жидкости, а также для последующего разделения газовой и жидких фаз. Поэтому априори возникают определенные сомнения в ее работоспособности как с точки

зрения того, успеет ли сконденсироваться жидкая фаза в сколько-нибудь значительном количестве, так и относительно возможностей сепарации жидкой фазы. Однако еще в 70-е годы во ВНИИГАЗе были созданы опытно-промышленные образцы вихревых сепараторов – прототипов газодинамического сепаратора. Вихревые сепараторы (в которых в отличие от вихревой трубы нет разделения на горячий и холодный потоки) работали при дозвуковых скоростях расширяющегося в сопле газа при степени расширения, близкой к двум. Было установлено, что процесс конденсации в этих условиях близок к равновесному, а образовавшаяся при расширении газа мелкодисперсная жидкая фаза успевает за время пребывания в сепарационной камере коагулировать до такой степени, при которой возможна сепарация капель жидкости центробежными силами.

Что касается сверхзвуковых газодинамических сепараторов, то проведенные предварительные теоретические проработки показывают, что схема конденсации тяжелых углеводородов в сверхзвуковом потоке в существенно неравновесных термодинамических условиях с последующим разделением газожидкостной смеси представляется не только “красивой” идеей, но и принципиально реализуемой технологией. Здесь важно подчеркнуть, что состав сконденсировавшейся жидкой фазы будет значительно отличаться от равновесного (углеводородный конденсат более тяжелый, чем можно ожидать по равновесию), что позволяет организовать выделение определенных фракций конденсата, последовательно пропуская поток обрабатываемого газа через ряд подобных газодинамических устройств с разными технологическими характеристиками. В то же время при реальных попытках доведения обсуждаемой технологии до промышленного внедрения, помимо организационно-технических, необходимо преодолеть ряд методических трудностей, связанных, в частности, с неразработанностью теории сверхбыстрой конденсации тяжелых компонентов из природного газа в звуковом и сверхзвуковом газожидкостном потоке при глубоком вторжении в метастабильную (и лабильную!) область фазовой диаграммы многокомпонентной газоконденсатной системы, а также необходимостью анализа условий реализации режима ее так называемого спинодального распада. Таким образом, на этом пути предстоит существенно доработать соответствующие разделы термодинамики метастабильных состояний и кинетики конденсации в многокомпонентных углеводородных смесях. На наш взгляд, реализация подобных “газодинамических” технологий может привести уже в первом десятилетии XXI века к технической “революции” в области промысловой подготовки газа: резко снизится металлоемкость, энергоемкость и сложность промысловых систем, и таким образом будут созданы объективные предпосылки для реализации полного цикла заводских процессов в промысловых условиях.

Обсуждая термодинамические процессы, направленные на извлечение из природной газоконденсатной смеси ценных углеводородных компонентов понижением температуры в адиабатных условиях, нельзя не отметить еще три процесса, которые уже находят некоторое применение в газовой промышленности, а в дальнейшем могут получить и более широкое распространение при промысловой и заводской обработке природных нефтяных газов. Здесь имеются в виду волновое расширение газа, расширение газа в устройствах с пульсирующим давлением и вихревое энергетическое разделение. С точки зрения термодинамической эффективности эти холодопроизводящие процессы занимают промежуточное положение между дросселированием и детандированием. Их преимущество – конструктивная простота и большая

надежность по сравнению с турбодетандером. Кратко рассмотрим каждый из этих процессов с целью оценки перспектив применения технологий на их основе в промысловых условиях.

Во ВНИИГАЗе разработаны новые типы расширительных холодильных машин, в которых происходит волновое расширение газа, которые получили название волновые детандеры (ВД). Принцип действия ВД основан на совершении расширяемым газом работы сжатия компримируемого газа при непосредственном контакте сред в процессе волнового энергообмена. Таким образом, ВД выполняет функции, аналогичные турбокомпрессорному агрегату, причем по термодинамической эффективности эти два аппарата близки между собой. Принципиальное отличие ВД от турбокомпрессора – отсутствие промежуточного преобразования энергии в механическую работу. Основное, притом существенное, преимущество ВД – более высокая эксплуатационная надежность, что связано с низкой частотой вращения ротора (частота вращения находится в диапазоне 50–100 об/с, что на порядок ниже, чем в турбодетандере). Кроме того, нет жестких ограничений на содержание в газе (поступающем в волновой детандер) жидкой фазы. В настоящее время ВНИИГАЗом проводятся опытно-промышленные испытания двух модификаций ВД на технологических установках переработки природного газа с целью отработки как конструкции в целом, так и отдельных основных узлов. Анализ и обобщение полученного опыта эксплуатации волновых детандеров позволит разработать нормальный по производительности ряд ВД, приемлемых для тех или иных условий промышленной подготовки и заводской обработки газа. Для практического применения ВД в системах промышленной подготовки газа потребуется доработка технологических схем низкотемпературной сепарации с учетом специфики процесса волнового энергообмена. В настоящее время просматриваются перспективы применения ВД главным образом на малых месторождениях, а также на некоторых ГПЗ.

Пульсационное энергетическое разделение (температурное расслоение) реализуется при расширении газа в устройствах с пульсирующим давлением при впуске и выпуске. Процесс реализуется в различных пульсационных трубах и устройствах, в одной части которых газ нагревается, а в другой – охлаждается. Аппараты пульсационного охлаждения – это устройства, предназначенные для охлаждения расширяющегося потока газа с одновременным получением теплоты, которая передается во внешнюю среду. Охлаждение рабочего газа в этих аппаратах выше, чем при изоэнтальпийном расширении газа, поскольку производится отвод теплоты с использованием внешнего теплоносителя. Перспективы применения подобных устройств в промысловых условиях применительно к основному технологическому процессу пока что не ясны.

Большой интерес для низкотемпературных промысловых процессов представляет вихревое энергетическое разделение – эффект температурного расслоения или градиента температуры при расширении газа в условиях стационарного вихревого течения, возникающего в результате энергетического взаимодействия частиц в вязком завихренном потоке (так называемый эффект Хирша – Ранка). Процесс реализуется в вихревых трубах, в которых поток газа, расширяясь, разделяется на сильно охлажденный (центральный) и более теплый (периферийный). Для многокомпонентной газоконденсатной смеси помимо температурного разделения потока имеет место и существенный эффект компонентного разделения (валовые составы “горячего” и “холодного” газожидкостных потоков сильно различаются). Это

связано с тем, что тяжелые углеводороды и влага, сконденсировавшиеся (при статической температуре значительно более низкой, чем при дросселировании) в “холодном” потоке, отбрасываются к периферии трубы в “горячий” поток.

В газовой промышленности опубликован ряд обзоров, в которых обсуждаются возможности и перспективы применения вихревых труб. Исследователей прежде всего привлекают конструктивная простота вихревых труб (отсутствие движущихся частей) и надежность их работы. Максимальный технологический эффект по извлечению углеводородного конденсата достигается в том случае, когда расход газа в холодном потоке составляет примерно 60 % общего расхода газа. Для НТС со свободным перепадом давления ~5 МПа температура холодного потока может составлять минус 30–40 °С, а “горячего” потока – минус 0,5–10 °С. С целью повышения эффективности использования в технологических процессах газовой промышленности конструкции вихревых труб могут быть доработаны в следующих направлениях:

- организация принудительного внешнего охлаждения стенок вихревой трубы, что повышает эффективность температурного разделения;

- объединение вихревой трубы с диффузорами для частичного восстановления давления выходящих потоков;

- применение конических труб, холодопроизводительность которых на 20–25 % выше цилиндрических труб;

- интенсификация турбулентного энергообмена между потоками;

- уменьшение термодинамических потерь при взаимодействии прямого и обратного вихрей путем ввода с теплого торца дополнительного потока газа в приосевую зону вихревой трубы;

- сочетание эжектирования и вихревого разделения в одном аппарате.

Предложен ряд интересных в методическом отношении технологических схем низкотемпературной сепарации газа с применением вихревой трубы и рекуперацией холода холодного потока газа. Было установлено, что технология низкотемпературной сепарации с использованием вихревого эффекта как холодопроизводящего процесса оказывается заметно эффективнее технологии НТС с дросселированием, но, разумеется, хуже, чем НТС с детандер-компрессорным агрегатом. Можно сказать, что для условий расширения газа с перепадом давления ~5 МПа технологическая схема с вихревой трубой в некотором смысле соответствует низкотемпературной сепарации в одну ступень по отношению к тяжелым углеводородам (поэтому и степень извлечения $C_{5+в}$ здесь выше, чем в ступенчатой НТС с дросселем), но помимо этого имеет место дополнительное извлечение пропан-бутановой фракции из холодного потока газа. Однако при использовании вихревых труб в системе НТС еще недостаточно проработан вопрос утилизации газов дегазации низкого давления. Технология НТС с вихревой трубой не доведена до реального промышленного внедрения, по-видимому, из-за того, что она фактически не была разработана во всех деталях. Сейчас наблюдается новый “виток” повышенного интереса к вихревым трубам, появились сведения о работах, проводимых в ТюменНИИГипрогазе и Волго-УралНИПИГазе, в частности, изготовленная трехпоточная вихревая труба планируется к внедрению на установке НТС Карачаганакского месторождения. Представляется необходимым заново и критически проанализировать возможности применения вихревых труб в системах промысловой обработки газа газоконденсатных месторождений, причем наиболее перспективно, на взгляд авторов, использование вихревых труб на малых газоконденсатных месторождениях. Что касается тех-

нологии НТС для крупных северных месторождений, то здесь представляют интерес технологические схемы с двумя вихревыми трубами.

После общего обсуждения применяемых низкотемпературных процессов и рассмотрения ряда перспективных решений перейдем к более конкретному анализу особенностей современных вариантов технологии НТС и ее модификаций в условиях Крайнего Севера.

Для выбора и конкретизации технологической схемы промышленной обработки газа в настоящее время необходимо учитывать ряд особенностей проектирования и эксплуатации систем сбора и промышленной подготовки газа северных месторождений (в общих чертах они отчасти рассматриваются в разделе 8.4).

1. Проектируемая УКПГ включает ряд (до 8, а в перспективе – и более) почти идентичных технологических линий высокой производительности (5–10 млн. м³/сут). Используется технология двух- или трехступенчатой сепарации газа. При этом обязательно предусматривается резервная линия, и часто на одной из линий предполагается “обкатка” нового (не серийного) оборудования либо отработка элементов новой технологии.

2. Газ должен быть осушен по влаге и углеводородам до определенных кондиций (в соответствии с отраслевым стандартом). При этом должны гарантироваться практически “сухой” и безгидратный режимы работы головного участка газопровода. Это вполне может быть достигнуто с использованием в системе НТС летучего ингибитора гидратообразования (метанола). Специфических требований на содержание в товарном газе C_{3+в} обычно не выдвигается. Ставится только задача высокой степени извлечения тяжелых углеводородов C_{5+в}.

3. Температура в конечном низкотемпературном сепараторе поддерживается на уровне минус 23–30 °С, что одновременно обеспечивает и достаточно полное извлечение углеводородов C_{5+в}, и требования к качеству подготовки товарного газа. В качестве холодопроизводящего процесса используется процесс изоэнтальпийного или изоэтропийного расширения газа с перепадом давления примерно 5 МПа. На некоторых технологических линиях устанавливают эжекторы типа газ – газ для утилизации газов низкого давления (часто нет необходимости устанавливать эжекторы на всех технологических линиях УКПГ: достаточно одного-двух эжекторов). Эжекторы могут быть одно- или двухступенчатые в зависимости от предполагаемого давления в разделителе-дегазаторе. Попытки использования многоступенчатых эжекторов (с количеством ступеней, большим двух) пока что не привели к приемлемым вариантам. Взамен дросселирующих устройств будет осуществляться постепенный переход на использование турбодетандеров.

4. Газ, поступающий на головной участок магистрального газопровода, должен иметь температуру, близкую к температуре грунта (или несколько выше), с тем, чтобы обеспечить некоторое стационарное состояние системы трубопровод – многолетнемерзлые породы (т.е. определенный ореол протаивания пород вокруг трубопровода в принципе может допускаться). Здесь обязательно следует учитывать эффект охлаждения газа на головном участке магистральной газотранспортной системы за счет падения давления по трассе газопровода (дросселирование). При наличии турбодетандеров в технологической схеме в начальный период эксплуатации УКПГ можно осуществлять неполную рекуперацию холода в теплообменниках путем их частичного байпасирования, что позволяет обеспечить требование транспорта товарного газа при температурном режиме, близком к 0 °С. В дальнейшем для регу-

лирования температурного режима осушенного газа на выходе из установки НТС целесообразно подключать АВО газа (холодное время года), а при необходимости предусматривать и функционирование станций охлаждения газа (СОГ) в летнее время года.

5. Газ на выходе из УКПГ должен иметь давление, несколько превышающее давление в газопроводе (например, 7,6–7,8 МПа при номинальном давлении в газопроводе 7,5 МПа). Это давление не вполне соответствует давлению максимальной конденсации углеводородов $C_{5+в}$. Впрочем подобное требование не является очень жестким: при наличии свободных мощностей ДКС давление газа на выходе из установки НТС может быть несколько снижено по отношению к давлению в газопроводе. Резерв мощностей ДКС связан с тем, что на одном и том же месторождении добываются природные газы разных продуктивных горизонтов (сейчас – сеномана и валанжина, причем ДКС сеномана может компримировать товарный газ, добываемый из газоконденсатных горизонтов).

6. Получаемый на УКПГ нестабильный конденсат из разделителей объединяется в один поток и по конденсатопроводу практически в однофазном и безгидратном режиме направляется на заводские установки, где подвергается переработке с выделением ряда целевых продуктов. Количество легких фракций в нестабильном конденсате может в определенных пределах регулироваться давлением дегазации на УКПГ. Заводские установки переработки конденсата централизуются и обслуживают ряд УКПГ. Таким образом, конденсатопроводы могут быть достаточно протяженными (десятки километров). В большинстве случаев наиболее приемлемый вариант прокладки конденсатопровода – подземный без теплоизоляции, что налагает определенные требования и на его температурный режим на выходе из УКПГ, кроме того, иногда возникает необходимость его дополнительного ингибирования метанолом. Оптимальная температура потока конденсата на выходе из УКПГ составляет 0 – минус 5 °С. В связи с изменением конденсатного фактора во времени будет постепенно меняться и температура нестабильного конденсата (при поддержании температуры НТС) из-за постепенного перераспределения потоков конденсата по ступеням сепарации. Для поддержания и регулирования температуры товарного нестабильного конденсата в технологическую схему целесообразно включать дополнительный теплообменник конденсат – газ перед узлом концевой дегазации.

7. Технологическая схема НТС должна быть максимально увязана с технологией оптимального распределения летучего ингибитора гидратообразования с его рециркуляцией и утилизацией непосредственно в технологии НТС (см. раздел 8.3.3, в котором обсуждаются особенности реализации низкотемпературных схем подготовки газа, позволяющих оптимизировать расход ингибиторов гидратообразования и в ряде случаев отказаться от классических подходов к регенерации отработанных растворов ингибитора). С этой целью предусматриваются дополнительные аппараты (десорберы отдувки летучего ингибитора в технологический поток газа).

8. Требования технологической гибкости низкотемпературных установок возникли в последнее время и только еще начинают учитываться при проектировании вновь вводимых объектов. По существу, это означает введение в промышленную технологию элементов заводской обработки газа. Наиболее перспективны технологические схемы низкотемпературной сепарации и ректификации, позволяющие при необходимости увеличить извлечение легких углеводородов. В дальнейшем подобные требования имеет смысл учи-

тывать и при реконструкциях и модернизациях действующих установок НТС.

С целью анализа возможностей учета ряда из указанных выше требований недавно во ВНИИГАЗе заново и более детально, чем прежде, проанализированы границы применимости стандартной технологии НТС с эжектором применительно к северным месторождениям. Ниже изложим некоторые основные результаты этого термодинамического анализа. Проведенные расчеты представляют существенный методический интерес, и полученные качественные выводы следует учитывать при выборе низкотемпературных технологий обработки газа в промысловых условиях.

Прежде всего был рассмотрен вопрос о степени извлечения жидких углеводородов $C_{5+в}$ в зависимости от конденсатного фактора при фиксированном значении давления концевой дегазации (~3 МПа) и температуре нестабильного конденсата, близкой к 0 °С. Выбраны достаточно характерные значения давления сепарации (6,5 МПа) и температуры в концевом низкотемпературном сепараторе (-25 °С). Результаты расчетов представлены в табл. 8.46.

Как наглядно видно из этих расчетов, с понижением конденсатного фактора степень извлечения жидких углеводородов $C_{5+в}$ уменьшается. Для типичного газоконденсатного месторождения со средним конденсатным фактором, равным 150 г/м³, степень извлечения тяжелых углеводородов за весь период разработки месторождения составит около 90 %, пропан-бутанов – 25 %, а этана 7–8 % (напомним, что по мере разработки месторождения конденсатный фактор снижается – см. табл. 8.45). Таким образом, в типовой технологии НТС, адаптированной к северным условиям, по современным требованиям реализуется недостаточно глубокая степень извлечения даже жидких углеводородов, не говоря уже о пропан-бутановой фракции.

Далее рассмотрен вопрос о влиянии температуры сепарации на степень извлечения тяжелых углеводородов (выбран некоторый осредненный термобарический режим работы установки НТС, характерный для Ямбургского и Уренгойского ГКМ). При этом варьировались состав пластовых смесей и их конденсатный фактор. Результаты этих расчетов представлены на рис. 8.33–8.36, где КФ – конденсатный фактор газоконденсатной смеси, г/см³.

Анализируя представленные в графической форме результаты, можно сделать следующие качественные выводы относительно эффективности работы НТС при гипотетическом варьировании температуры НТС от -10 до 50 °С.

Понижение температуры сепарации ведет к росту количества газа концевой дегазации из-за конденсации легких углеводородов (см. рис. 8.33). Дегазация легких углеводородов в концевом дегазаторе при понижении температуры ниже -25 °С также резко возрастает (см. рис. 8.34). Таким обра-

ТАБЛИЦА 8.46

Степень извлечения (мас. %) тяжелых углеводородов в технологии НТС при различных значениях текущего конденсатного фактора (КФ)

Извлекаемые углеводороды	КФ, г/м ³		
	40–80	80–160	160–320
C_2H_6	3–6	6–13	13–24
C_3-C_4	17–25	25–40	40–57
$C_{5+в}$	85–92	92–96	96–98

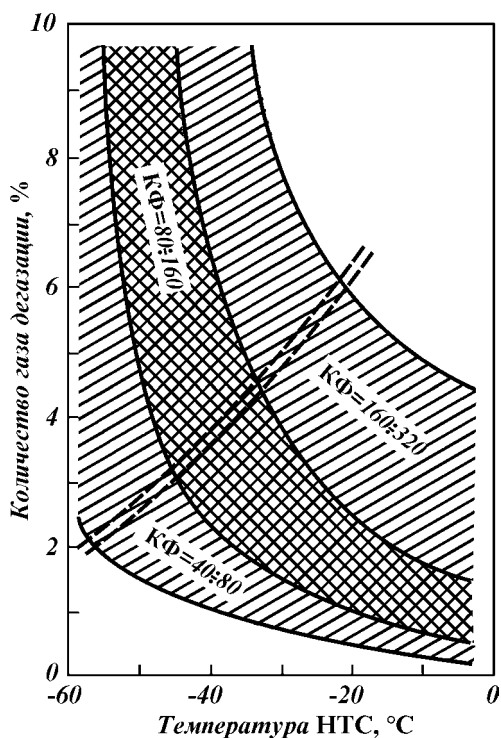


Рис. 8.33. Зависимость количества газа дегазации от температуры НТС

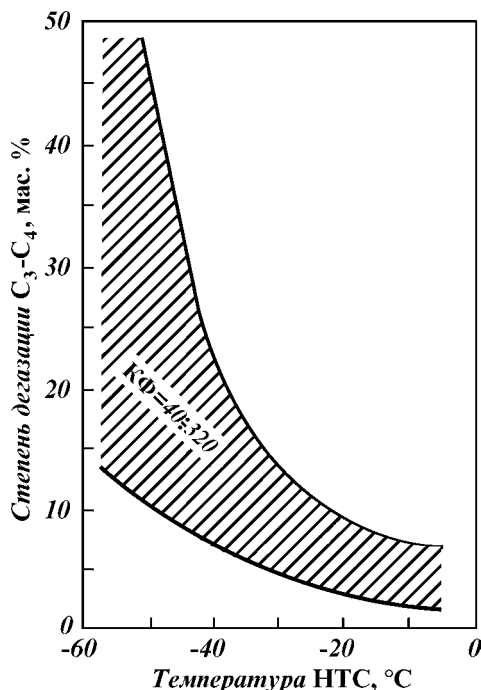


Рис. 8.34. Зависимость степени дегазации пропан-бутанов от температуры НТС

зом, в зависимости от конденсатного фактора можно определить допустимую температуру в низкотемпературном сепараторе, ниже которой количество газа дегазации начинает резко возрастать до такой степени, что технология НТС в рассматриваемом варианте становится просто нерациональной.

Темп роста степени извлечения углеводородов $C_{5+в}$ при температуре сепарации ниже $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ заметно снижается (см. рис. 8.35), причем этот эффект особенно наглядно проявляется при конденсатном факторе более 150 г/м^3 . В то же время степень извлечения пропан-бутанов с понижением температуры растет монотонно, но значение этой величины сильно зависит от конденсатного фактора.

Оставаясь в рамках стандартной технологии НТС, путем снижения температуры газа в низкотемпературном сепараторе принципиально невозможно добиться даже достаточно полного извлечения тяжелых углеводородов, не говоря уже об извлечении пропан-бутановой фракции.

Ориентировочная граница оптимальных температур НТС в зависимости от конденсатного фактора показана на рис. 8.33 двойной пунктирной линией. Например, при конденсатном факторе выше 180 г/м^3 не имеет практического смысла технологическая схема с температурой сепарации ниже минус $20-25\text{ }^{\circ}\text{C}$ (если целевым продуктом помимо газа сепарации являются только жидкие углеводороды). Область эффективной применимости стандартной технологии НТС с эжектором наглядно представлена на рис. 8.36 (заштрихованная область).

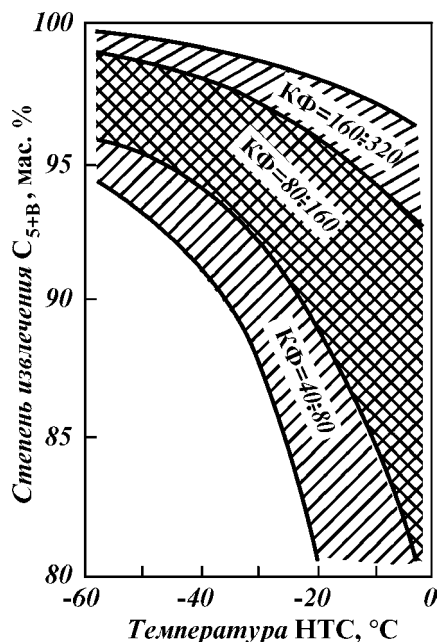


Рис. 8.35. Зависимость степени извлечения $C_{5+в}$ от температуры НТС

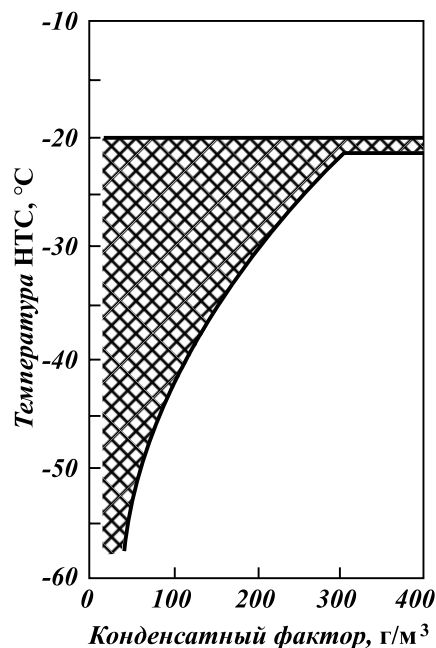


Рис. 8.36. Температурная область применения технологии НТС в зависимости от конденсатного фактора

Выше были представлены далеко не все ранее полученные результаты. Например, численный анализ конечной дегазации конденсата на промысле (30 составов газоконденсатных смесей 10 месторождений Западной Сибири) позволил получить почти универсальную номограмму зависимости температуры начала кипения конденсата от давления. Представление расчетных данных в графической форме – в виде графиков и номограмм – исключительно полезно для качественного понимания сути технологии. Их целесообразно использовать для оперативной предпроектной оценки возможности применения стандартной технологии НТС для тех или иных условий северных месторождений, а также в учебном процессе.

Таким образом, из приведенного выше анализа модельной технологической схемы НТС можно сделать вывод о том, что для глубокого извлечения углеводородов $C_{3+в}$ из конденсатосодержащего газа необходимо значительно снизить как давление, так и температуру в низкотемпературных ступенях газоразделения, включив дополнительно в технологические схемы процессы абсорбции и ректификации. Зарубежный практический опыт полностью подтверждает такое утверждение.

В связи с этим кратко рассмотрим технологические схемы, направленные на повышение степени извлечения углеводородов $C_{3+в}$ в промышленных условиях.

Выполненный во ВНИИГАЗе по заданию ОАО “Газпром” анализ различных вариантов низкотемпературной технологии показал, что достичь практически полного извлечения углеводородов $C_{3+в}$ и ~90 % извлечения этана можно на температурном уровне газоразделения $-90\text{ }^{\circ}\text{C}$ при давлении

2,5–3 МПа. Однако достижение такого температурного уровня требует применения в промышленных условиях ряда дополнительных установок и узлов, например холодильных установок (кроме того, в заводских условиях перед низкотемпературной обработкой газа еще предусматривается и его адсорбционная осушка цеолитами, в частности, подобная технология реализована на Астраханском ГПЗ на установке У-174). Проводить же полный классический цикл заводской обработки конденсатсодержащего газа в промышленных условиях северных месторождений представляется явно нецелесообразным. Здесь необходимы промежуточные (паллиативные) решения, позволяющие достичь разумный компромисс между полнотой газоразделения и степенью усложнения аппаратного оформления низкотемпературных технологических процессов. Критерием выбора того или иного решения, разумеется, является технико-экономический анализ (следует отметить, что методология такого анализа, учитывающая новые рыночные тенденции и требования “гибкости” предлагаемых промышленных технологий, еще в должной мере не разработана).

В настоящее время специалисты ВНИИГАЗа предлагают в качестве типовых проектных решений по извлечению $C_{2+в}$ из этансодержащего природного газа в промышленных условиях два варианта:

процесс низкотемпературной сепарации и ректификации (НТСР) на температурных уровнях вплоть до $-80\text{ }^{\circ}\text{C}$;

процесс низкотемпературной конденсации и абсорбции (НТКА) на температурном уровне до $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Эти температурные уровни еще достижимы в промышленных условиях за счет турбодетандерных технологий. Предупреждение гидратообразования здесь достигается с использованием летучего ингибитора гидратообразования – концентрированного метанола при рециркуляционных технологиях его применения. Напомним, что рециркуляционные технологии применения летучих ингибиторов гидратообразования, разработанные за последние десять – двенадцать лет во ВНИИГАЗе и Уренгойгазпроме (и параллельно – во Французском институте нефти), резко снижают расход ингибитора и обеспечивают его “саморегенерацию” в потоке газа. Понижение температурного уровня исключительно благоприятствует рециркуляционным технологиям ингибирования низкотемпературных процессов, поскольку резко снижаются потери метанола в испаренном виде с газом сепарации, а наличие в схеме низкотемпературных сепаратора и разделителя позволяет организовать процесс рециркуляции ингибитора. Таким образом, неотъемлемым элементом современных промышленных схем газоразделения на низких температурных уровнях (ниже $-25\text{ }^{\circ}\text{C}$) является технология рециркуляции летучего ингибитора гидратообразования.

В схеме НТСР дополнительно используется ректификационная колонна отпарного типа, что значительно упрощает узел ректификации. Процесс НТСР на температурном уровне до минус $75\text{--}80\text{ }^{\circ}\text{C}$ обеспечивает при полном извлечении тяжелых углеводородов и вполне удовлетворительное извлечение легких углеводородов: этана – около 50, пропан-бутановой фракции – 80–90 %. Установка НТСР может работать как в режиме дезтанизации с получением в качестве товарного продукта дезтанизованного конденсата, так и в режиме частичной деметанизации с получением нестабильного этансодержащего конденсата. Таким образом, технология НТСР полностью удовлетворяет требованию “гибкости” в части варьирования содержания этана в нестабильном конденсате. Данная технология в режиме выделения демета-

низированного этансодержащего конденсата непосредственно в промышленных условиях принципиально позволяет обеспечить сырьем объекты газохимии. А.Н. Кубановым разработана последовательная методика оптимизации параметров промышленной схемы типа НТСР в зависимости от возможных режимов ее работы с учетом всех основных узлов технологии – НТС (термобарические параметры), ректификации (число теоретических ступеней контакта в колонне, температур питания и орошения, количественное соотношение между питанием и орошением), дегазации конденсата (давления и температуры дегазации в разделителях).

Вариант низкотемпературной сепарации и ректификации при высоком давлении (НТСР ВД) разрабатывается для новых месторождений, которые будут поставлять нестабильный конденсат на существующие производственные мощности по переработке газа и газового конденсата (Уренгойский завод по переработке газа и газового конденсата). Речь идет, прежде всего, о Заполярном, Северо-Уренгойском и Ен-Яхинском газоконденсатных месторождениях. Смысл технологии – ректификация в колонне отпарного типа выделенных при сепарации конденсатных потоков под давлением до 7 МПа при температурном уровне примерно $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ (температура сепарации может варьироваться в пределах минус $40\text{--}55\text{ }^{\circ}\text{C}$ в зависимости от принятой схемы охлаждения – дроссельной или детандерной). Давления в низкотемпературном сепараторе и отпарной колонне близки. Поэтому дополнительное преимущество этого варианта технологии НТСР (помимо возможности варьирования глубины извлечения легких углеводородов, достигающей 60 %, с сохранением полноты извлечения тяжелых углеводородов) – отсутствие компрессорной установки для дожатия газа конечной дегазации и насосной установки для дожатия товарного конденсата для его транспортировки в однофазном состоянии. Таким образом, в данной модификации удалось оптимально решить упоминавшуюся проблему резкого увеличения газов дегазации при понижении температурного уровня в стандартной технологии НТС с эжектором, поскольку газы дегазации высокого давления с верха отпарной колонны могут быть объединены с газом сепарации.

Что касается процесса НТКА, то и этот процесс позволяет достичь глубины извлечения легких углеводородов, аналогичной процессу НТСР, и получить этансодержащий нестабильный конденсат. Здесь повышенное извлечение легких углеводородов осуществляется на температурном уровне минус $50\text{--}60\text{ }^{\circ}\text{C}$ и давлении $\sim 5,5\text{ МПа}$ с использованием отпарно-абсорбционной колонны. Подобная схема предлагалась еще десять лет назад при проектировании УКПГ-1В Ямбургского ГКМ, но не была реализована из-за отсутствия мощностей по переработке этана и отечественных разработок детандерно-компрессорных агрегатов на повышенные степени расширения и сжатия.

Такова общая характеристика применяемых и предлагаемых к реализации низкотемпературных процессов промышленной подготовки конденсатосодержащих газов. Целесообразно еще раз четко сформулировать некоторые основные положения разработанного во ВНИИГАЗе при активном участии проектных институтов оригинального методического подхода по проектированию новых и модернизациям существующих промышленных низкотемпературных установок, позволяющего учесть многообразие составов пластовых флюидальных систем Западной Сибири и различие в поставленных перед проектировщиками целях и задачах на разных эксплуатационных объектах.

1. В настоящее время предложен достаточный набор типовых техниче-

ких решений и технологических схем по низкотемпературным процессам в промышленных условиях северных месторождений России, позволяющих достичь приемлемых результатов по степени извлечения легких углеводородов на умеренно низких температурах газоразделения. Эти технологии являются модификациями традиционной технологии НТС и в аппаратном оформлении не очень сильно усложняются по сравнению с базовой технологией. У каждого предложенного варианта имеются свои наиболее оптимальные границы и сферы применимости. Поэтому к имеющимся типовым решениям следует подходить творчески, адаптируя их к конкретным условиям месторождений с учетом специфических требований к глубине извлечения целевых продуктов.

2. Основным перспективным подходом представляется использование турбодетандерных технологий в сочетании с низкотемпературными ректификацией, конденсацией и абсорбцией. В связи с этим многократно возрастает необходимость скорейшей разработки и внедрения отечественных турбодетандерных современных схемных решений. Помимо детандер-компрессорного агрегата вторым ключевым элементом этих промышленных технологических схем являются рециркуляционные технологии применения летучих ингибиторов гидратообразования. Что же касается роли вихревых труб в процессе НТС, то определение их “технологической ниши” нельзя считать решенным вопросом и здесь еще требуются дополнительные проработки.

3. Разработанные в деталях новые технологические схемы позволяют обеспечить требуемую технологическую гибкость процессов, варьируя при необходимости степенями извлечения этана и пропан-бутанов и сохраняя при этом полноту извлечения тяжелых углеводородов. В качестве базового варианта сейчас следует рассматривать схемы низкотемпературной сепарации и ректификации. Предложены версии низкотемпературных процессов и для промышленной подготовки тощих газов (см. раздел 8.3.4). Даны оптимальные решения и по вариантам модернизации действующих установок НТС при необходимости увеличения степени извлечения пропан-бутановой фракции. Рассматриваемые технологии адаптированы как для крупных, так и для относительно малых месторождений. Помимо этого разработаны процессы переработки этансодержащего нестабильного конденсата в заводских условиях в соответствии с требованиями газохимии (рассмотрение этих вопросов выходит за рамки данной работы).

В заключение этого раздела следует выделить основные направления НИР и ОКР по дальнейшему совершенствованию низкотемпературных технологических процессов промышленной обработки газа.

1. Основное направление научного поиска сейчас может быть сосредоточено на газодинамических технологиях. Имеется в виду разработка новых конструктивных типов оптимальных эжекторов, включая и многоступенчатые; сверхзвуковых газодинамических сепараторов; волновых детандеров, вихревых труб и др. Предстоит решить и ряд вопросов, связанных с оптимальными технологиями предупреждения гидратообразования и гидратоотложения в низкотемпературных процессах, в частности, по замене метанола на новые летучие ингибиторы. Важно подчеркнуть существенно нетривиальный характер этого поиска, поскольку он сопряжен не только с конструктивными усовершенствованиями, стендовыми и промышленными испытаниями, но и с существенной доработкой соответствующих разделов равновесной и неравновесной термодинамики.

2. Что касается совершенствования методологии проектирования объек-

тов обустройства газоконденсатных месторождений, то здесь наиболее важными аспектами представляются следующие моменты:

активное включение в термодинамический анализ элементов эксергетического подхода;

использование уже на стадии предпроектных проработок более полных математических моделей технологических аппаратов (детально учитывающих процессы тепломассопереноса);

разработка современных методик и критериев оптимизации технологических процессов с учетом их “технологической гибкости”, а также специфических особенностей технико-экономического анализа на “промежуточном” этапе рыночных преобразований.

8.3.2

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ ПРОМЫСЛОВОЙ ОБРАБОТКИ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ ВАЛАНЖИНСКИХ ЗАЛЕЖЕЙ НА УРЕНГОЙСКОМ И ЯМБУРГСКОМ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Низкотемпературные технологические процессы промышленной обработки конденсатсодержащих газов валанжинских залежей Уренгойского и Ямбургского месторождений осуществляются по модифицированным схемам НТС и НТА на температурном уровне минус 25–30 °С. Дадим краткий анализ технологических проблем эксплуатации установок подготовки конденсатсодержащих газов, отмечая основные особенности, достоинства и недостатки проектных решений, а также пути решения возникающих технологических проблем.

В настоящее время на Уренгойском ГКМ действуют четыре валанжинские УКПГ (1В, 2В, 5В и 8В). Генеральным проектировщиком является институт ВНИПИГаздобыча (г. Саратов). Проектная технологическая схема подготовки газа на Уренгойском промысле представлена на рис. 8.37 (для отдельной технологической линии, причем таких практически идентичных линий может быть до восьми). Это классическая трехступенчатая технология НТС с двумя теплообменниками типа газ – газ, входным, промежуточным и низкотемпературным сепараторами, дросселированием газа на регулируемом штуцере и ингибированием метанолом (основные точки ввода концентрированного метанола располагаются перед теплообменниками Т-1 и Т-2, имеется и ряд дополнительных точек – в здании переключающей арматуры перед входом на установку, перед теплообменником Т-3, а также на кустах скважин). Перед низкотемпературным сепаратором предусмотрен впрыск части нестабильного конденсата (~30 %) с первых ступеней сепарации. Перед подачей нестабильный конденсат охлаждается в теплообменнике Т-3 типа конденсат – конденсат.

Как показал опыт начального периода эксплуатации установок НТС на Уренгойском ГКМ, при проектном режиме была достигнута довольно высокая эффективность обработки газа. При свободных перепадах давления 5–5,5 МПа температура газа в низкотемпературном сепараторе была близка к –30 °С. Из природного газа извлекалось до 96–97 мас. % тяжелых углеводородов, а точка росы газа по влаге находилась в пределах минус 25–27 °С. В газе сепарации остаточное содержание тяжелых углеводородов составляло ~5–7 г/м³, причем механический унос нестабильного конденсата из концевой

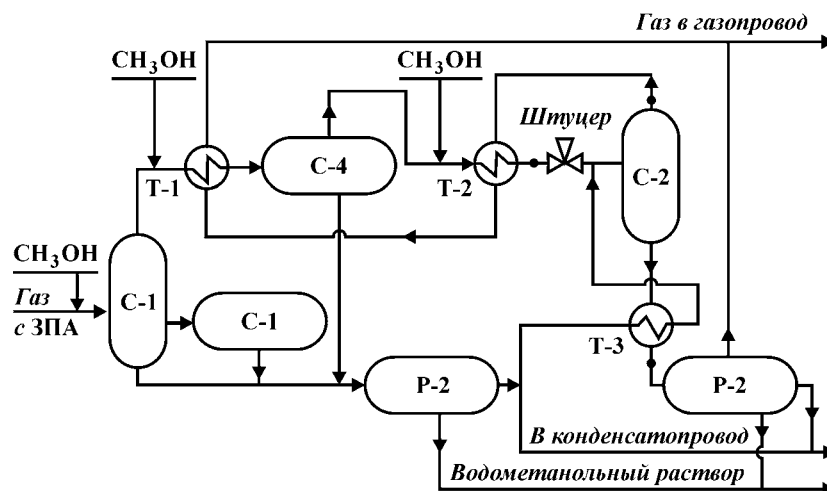


Рис. 8.37. Принципиальная (проектная) схема подготовки газа на УНТС Уренгойского ГКМ: С-1, С-2, С-4 – сепараторы; Т-1, Т-2, Т-3 – теплообменники; Р-1, Р-2 – разделители

го сепаратора первоначально не превышал 2 г/м^3 (а впоследствии он был значительно уменьшен). Анализ эффективности впрыска нестабильного конденсата с первой ступени на последнюю ступень сепарации показал, что среднее дополнительное извлечение фракции $C_{2+в}$ составило $12\text{--}15 \text{ г/м}^3$.

При снижении входного давления в проекте предполагалась замена регулируемого штуцера на детандер-компрессорный агрегат с целью поддержания температуры сепарации на уровне минус $25\text{--}30 \text{ }^\circ\text{C}$ (детандер-компрессорные агрегаты испытывались, но не показали требуемой надежности в работе). Начальное давление на входе в УКПГ предусматривалось на уровне $12,5\text{--}13 \text{ МПа}$, давление в низкотемпературном сепараторе $\sim 7,7 \text{ МПа}$ с тем, чтобы обеспечить номинальное давление в газопроводе $7,4\text{--}7,5 \text{ МПа}$. Свободный перепад давления составлял более 5 МПа . Входная температура на установках в начальный период эксплуатации (1985–1987 гг.) варьировалась от 25 (УКПГ-2В) до $38\text{--}40 \text{ }^\circ\text{C}$ (УКПГ-1В). Это означает, что в “среднем” имеет место безгидратный режим потока газа на входе в УКПГ (однако отдельные шлейфы работали в гидратном режиме с самого начала эксплуатации установок НТС, особенно в зимнее время года). Поэтому основной расход метанола приходился на технологический процесс НТС. В начальный период имелся и значительный запас по эффективности теплообменного оборудования: для предварительного охлаждения газа фактически мог использоваться только один теплообменник (например, Т-2), а промежуточная ступень сепарации (сепаратор С-4) фактически не выполняла своей функции. Далее входная температура на УКПГ постепенно снижалась и продолжает снижаться в настоящее время. Входное давление также снижалось, но в целом термобарические параметры газового потока приближались к области термодинамической стабильности газогидратов, и это практически означало увеличение числа шлейфов, работающих в гидратном режиме, и соответственно увеличение расхода метанола на ингибирование системы сбора газа. При входном давлении ниже $10\text{--}10,5 \text{ МПа}$ свободный перепад на установке НТС оказывается недостаточным для поддержания температуры сепарации на уровне $-25 \text{ }^\circ\text{C}$. Для сохранения температуры сепарации на

требуемом уровне имеется возможность снизить давление сепарации до ~6 МПа (с использованием резерва ДКС сеноманских УКПГ Уренгойского месторождения). При снижении входного давления до ~9,5 МПа целесообразно подключать ДКС в “голове” технологического процесса (согласно проекту обустройства ДКС и АВО газа подключаются между сепаратором С-1 и теплообменником Т-1, см. рис. 8.37). Фактически острая необходимость в подключении ДКС на сегодняшний момент возникает только на УКПГ-2В – самой первой введенной в действие валанжинской УНТС.

На УКПГ-8В имеется опытная технологическая линия, предусматривающая обработку газа по технологии ПНТА (рис. 8.38). Пуск опытной технологической линии низкотемпературной абсорбции был осуществлен в июне 1994 г. Сравнение схем (см. рис. 8.37 и 8.38) показывает, что низкотемпературный сепаратор в технологии ПНТА заменяется на абсорбер-сепаратор А-1, причем в аппарате А-1 может использоваться разное количество тарелок (до 10). Эффективность тарелки оценивается в ~50 %, так что можно говорить как максимум о пяти теоретических ступенях контакта. Температурный уровень низкотемпературной абсорбции – минус 25 °С. На орошение подается частично разгазированный конденсат с первой ступени сепарации (из разделителя Р-1), причем количество подаваемого конденсата может варьироваться. Представляют интерес основные выводы, полученные в результате опытной эксплуатации технологической линии ПНТА, которые целесообразно учитывать при последующем проектировании установок этого типа.

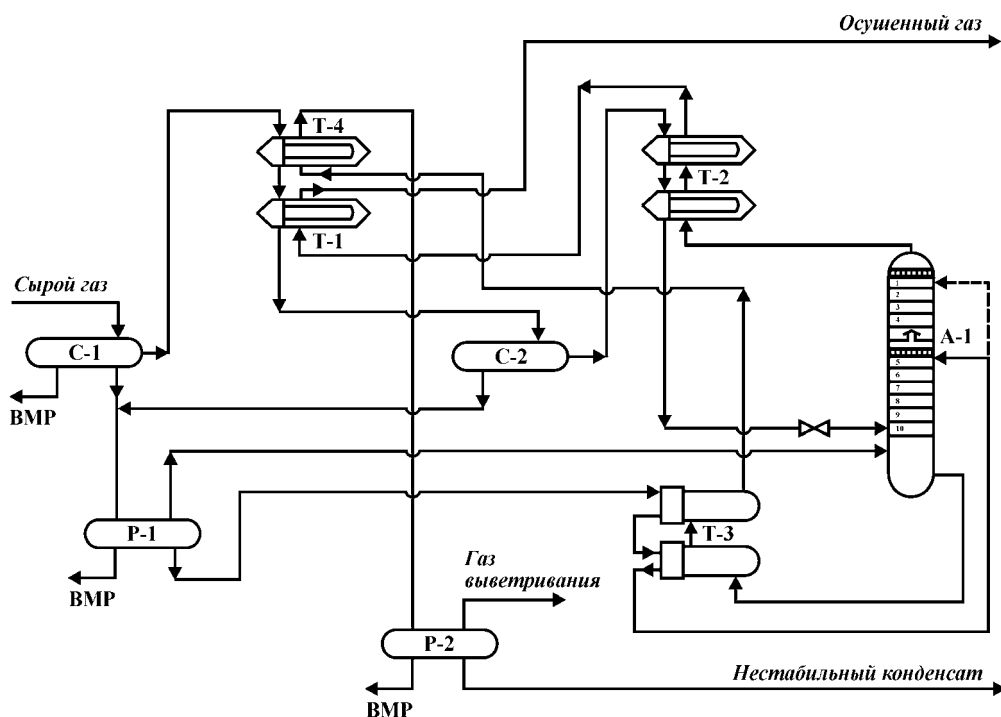


Рис. 8.38. Технологическая схема опытной установки ПНТА УКПГ-8В Уренгойского ГКМ: С-1, С-2 – сепараторы; Т-1, Т-2, Т-3, Т-4 – теплообменники; Р-1, Р-2 – разделители; А-1 – низкотемпературный абсорбер-сепаратор

Степень извлечения углеводородов $C_{6+в}$ остается практически неизменной и фактически не зависящей от количества подаваемого орошения в абсорбер-сепаратор А-1, так что работа по схеме ПНТА целесообразна, если ставится вопрос о дополнительном извлечении пропан-бутановой фракции и отчасти пентанов.

Для извлечения пропан-бутановой фракции наиболее эффективным оказывается режим абсорбции с пятью теоретическими ступенями контакта с подачей орошения на самую верхнюю тарелку абсорбера-сепаратора в количестве 90–100 % от потока частично разгазированного конденсата, выходящего из разделителя первой ступени, тогда как для практически полного извлечения пентанов достаточно использовать режим с тремя теоретическими ступенями контакта.

Анализируя промышленный опыт эксплуатации УКПГ валанжинских залежей Уренгойского месторождения, следует выделить основные недостатки проектной технологии, которые приходилось устранять в процессе их работы (многие из них вполне могли быть устранены еще на стадии технологического проектирования).

1. Не везде предусмотрено регулируемое байпасирование теплообменников (по потоку сухого газа). Наличие регулируемого байпасирования позволяет не только стабильно поддерживать температуру сепарации, но и уменьшать расход метанола посредством варьирования температурного режима теплообменников Т-1 и Т-2 (экономия метанола при традиционной технологии его использования составляет до 200 г/1000 м³ газа), а также определять фактические коэффициенты теплопередачи в теплообменниках, характеризующие качество работы теплообменного оборудования.

2. Принятая схема распределения газожидкостных потоков по технологическим линиям на УКПГ-2В привела к сильной неравномерности распределения жидкой фазы во входных сепараторах. Эта проблема частично решена на УКПГ-2В использованием специального раздаточного коллектора. На других УКПГ принята схема кольцевого коллектора вокруг установки, что в значительной степени уменьшило остроту проблемы неравномерности распределения жидкой фазы.

3. Не везде были правильно выбраны точки ввода и технология ввода метанола в теплообменники (например, промышленный опыт свидетельствует, что целесообразно предусматривать две точки ввода метанола через форсунки: в поток газа до теплообменника на некотором оптимальном расстоянии от него и в трубный пучок теплообменника с подбором оптимального конуса распыления, чтобы охватить все теплообменные трубки). Из-за несоблюдения технологии ввода метанола в начальный период эксплуатации имели место существенно завышенные расходы метанола в пусковые периоды (особенно это замечание относится к УКПГ-2В). Следует подчеркнуть, что анализ метанольных проблем на Уренгойском промысле, начиная с момента пуска первой УКПГ-2В в январе 1985 г., как раз и позволил помимо некоторых конструктивных недостатков выявить и принципиальные дефекты проектной схемы ингибирования метанолом УНТС. Это, собственно, и привело к разработке новых низкотемпературных процессов обработки газа (см. раздел 8.3.3).

4. Отсутствовало решение проблемы утилизации отработанных водных растворов метанола (на момент ввода установок НТС в эксплуатацию не была построена запроектированная централизованная установка регенерации метанола, а впоследствии необходимость в ее сооружении полностью отпала

из-за разработки и внедрения рециркуляционных технологий ингибирования установок метанолом, а также с вводом в эксплуатацию локальной установки регенерации метанола на УКПГ-1В, при сооружении которой активно использовались имеющееся запасное оборудование регенерации ДЭГ). Для реализации технологий рециркуляции метанола и возможности его регенерации непосредственно на УКПГ была изменена технологическая схема сбора метанольной воды с переобвязкой трехфазных разделителей (осуществлен отдельный сбор метанольной воды с разных ступеней сепарации).

5. Отсутствовало решение проблемы газов дегазации на УКПГ (эта проблема была решена включением на отдельных технологических линиях эжекторов типа газ – газ, см. подробно раздел 8.3.5). Одновременно при этом в какой-то мере была решена проблема однофазного транспорта нестабильного конденсата на Уренгойский завод по подготовке конденсата.

6. Недостаточной оказалась эффективность разделения жидких фаз в трехфазных разделителях: водной (водометанольной) фазы и нестабильного конденсата. Это привело к необходимости предупреждения гидратообразования в конденсатопроводах нестабильного конденсата (что вообще не было предусмотрено проектом). В связи с этим Уренгойгазпромом и ВНИИГАЗом были предложены новые варианты ингибирования конденсатопроводов водометанольным раствором из низкотемпературных сепараторов.

7. Не везде были теплоизолированы шлейфы скважин (впоследствии это способствовало увеличению расхода метанола на ингибирование шлейфов). Здесь нужно сказать, что в целом система сбора газа валанжинских залежей реализована не оптимальным образом. Система сбора должна быть спроектирована с учетом минимизации технологических проблем эксплуатации промысловых газопроводов при постепенном уменьшении производительности кустов скважин.

8. В должной мере не решены вопросы автоматического регулирования расхода метанола; в связи с этим Уренгойгазпромом и ВНИИГАЗом были предложены принципиальные пути решения этой задачи, уже частично реализованные.

9. В ряде случаев наблюдались повышенные уносы нестабильного конденсата из концевых низкотемпературных сепараторов. Эти проблемы решались путем модернизации верхних секций сепараторов С-2 силами Уренгойгазпрома при участии ЦКБН.

Эти и многие другие вопросы прорабатывались и оперативно решались специалистами Уренгойгазпрома (с привлечением сотрудников ВНИПИГаздобычи, ВНИИГАЗа, ЦКБН, ТюменНИИГипрогаза и ряда других организаций) уже в процессе эксплуатации валанжинских УКПГ. При этом был накоплен обширный и, можно сказать, уникальный опыт эксплуатации установок низкотемпературной сепарации, анализ и обобщение которого позволяет в перспективе поднять проектирование УКПГ северных месторождений на существенно более высокий технологический уровень.

Рассмотрим особенности эксплуатации установок подготовки газа валанжинских залежей на Ямбургском ГКМ.

На Ямбургском промысле разработка валанжинских залежей началась в 1991 г. с вводом в эксплуатацию УКПГ-1В. При расширении добычи газа из валанжинских залежей согласно проекту последовательно вводятся УППГ-3 и УППГ-2, на которых не предусмотрен полный цикл промысловой обработки газа (только предварительная сепарация). Генеральный проектировщик валанжинских УКПГ – ЮжНИИГипрогаз. Полный же цикл низкотемпера-

турной обработки газа осуществляется на УКПГ-1В расширением последней. Технологическая схема подготовки газа УКПГ-1В довольно своеобразна. Имеются три технологические нитки по так называемой коллекторской схеме: после каждого технологического аппарата потоки газа объединяются, а затем снова расходятся по аппаратам, т.е. технологические нитки представляют собой нечто вроде трех сиамских близнецов, – такой подход был обусловлен блочно-комплектной поставкой и монтажом блоков высокой степени заводской готовности, доставляемых речным путем на Ямбургский промысел. Это техническое решение позволило существенно сэкономить на капитальных вложениях, но одновременно привело и к ряду неудобств при эксплуатации установки.

На рис. 8.39 представлена принципиальная технологическая схема промысловой подготовки газа Ямбургского месторождения на пусковой период (1991 г.). Интересные особенности технологии – гликолевая осушка газа в “голове” технологического процесса (абсорбер А-1) и низкотемпературная абсорбция на уровне $-25\text{ }^{\circ}\text{C}$ в абсорбере А-2. Имеется возможность работы установки как в варианте НТА, так и в варианте НТС. Предусматривались также азеотропная регенерация ДЭГ и регенерация метанола методом ректификации, т.е. в состав УКПГ включены две самостоятельные установки регенерации. В технологии предполагалась предварительная осушка газа в абсорбере А-1 до такого уровня, чтобы обеспечить безгидратный режим работы теплообменника Т-1, промежуточного сепаратора С-3 и абсорбера А-2. Однако гликолевая осушка не решает полностью проблему безгидратного режима абсорбера А-2, поскольку необходимо осушать или ингибировать нестабильный конденсат, используемый как абсорбент и поступающий в

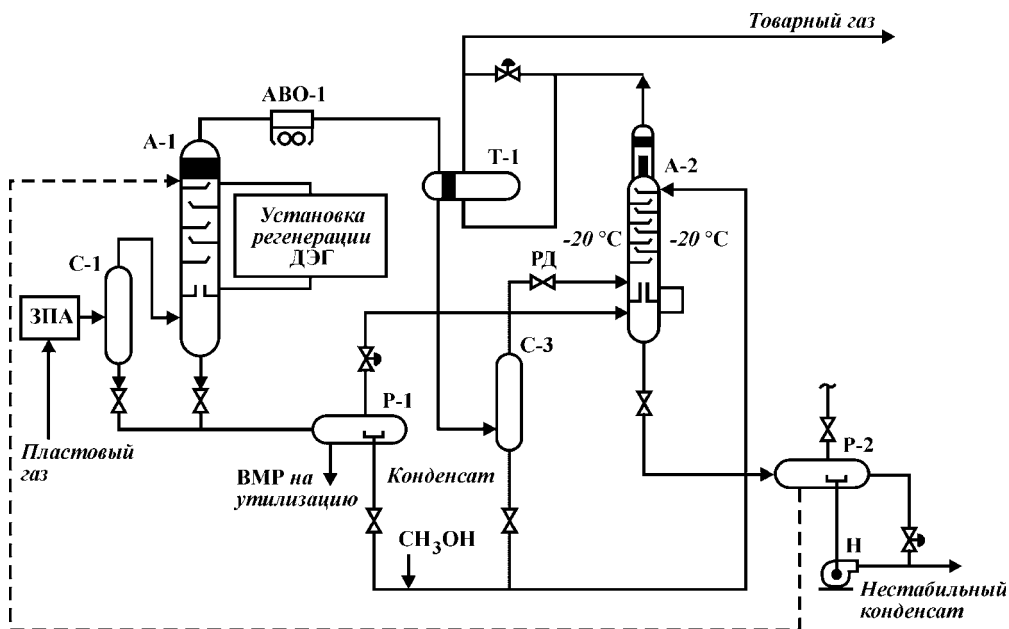


Рис. 8.39. Технологическая схема УКПГ-1В Ямбургского ГКМ (валанжинская залежь):
С-1, С-3 – сепараторы; Т-1 – теплообменник; Р-1, Р-2 – разделители; А-1, А-2 – абсорберы;
ЗПА – здание переключющей арматуры; РД – регулируемое дроселирующее устройство;
АВО-1 – аппарат воздушного охлаждения; Н – насос

абсорбер А-2 из разделителя Р-1 через теплообменник конденсат – конденсат (на принципиальной схеме этот теплообменник не показан). В этой связи в технологической схеме предусмотрен ввод метанола в поток нестабильного конденсата, подаваемого в А-2. Технология НТА на температурном уровне $-25\text{ }^{\circ}\text{C}$ по теоретическим оценкам по сравнению с технологией НТС позволяет дополнительно извлечь на 2–7 % больше тяжелых углеводородов, а фракции пропан-бутанов – на 10–15 %. Промысловые испытания в пусковой период привели к следующим фактическим удельным выходам конденсата в А-2: $170,4\text{ г/см}^3$ для схемы НТС и $185,9\text{ г/см}^3$ для схемы НТА. После периода опытно-промышленной эксплуатации установки были пущены в эксплуатацию детандер-компрессорные агрегаты, установленные между абсорберами А-1 и АВО-1, а также дополнительно включены в схему двухступенчатые эжекторы. Особенность подключения детандер-компрессорных агрегатов: вначале осуществляется компримирование потока сырого газа, затем охлаждение его в АВО-1, теплообменнике и только после этого расширение газа на детандере. В дальнейшем, по мере снижения пластового давления, предусматривается подключение двух ступеней ДКС как в “голове” технологии (после сепаратора С-1), так и после установки НТА.

Отметим основные недостатки проектной технологической схемы установки НТА Ямбургского месторождения.

1. Оказалось недостаточно эффективным теплообменное оборудование (причина – неэффективность использованных новых технических решений по интенсификации теплообмена в теплообменниках газ – газ при наличии в газе конденсата, причем проблема усугубилась из-за наличия серьезных заводских дефектов изготовления теплообменников).

2. Не вполне корректно рассчитана глубина гликолевой осушки газа в абсорбере А-1, поскольку не предусматривалась возможность выделения в низкотемпературной части установки твердой газогидратной фазы непосредственно из осушенного газа. Учет этого обстоятельства приводит к усилению требований по глубине осушки газа (необходимо дополнительное снижение точки росы газа по влаге на $5\text{--}7\text{ }^{\circ}\text{C}$). Не учитывалась возможность и другого технологического осложнения – выделения в абсорбере А-2 твердой фазы гликоля, уносимого в капельном виде из абсорбера А-1. Таким образом, даже при работе этой установки по классической технологии НТС оказалось необходимым вносить определенные коррективы в проектные режимы ее эксплуатации.

3. Для обеспечения безгидратного режима работы абсорбера А-2 в режиме НТА предусмотрена подача метанола в линию подачи конденсата, причем фактически имел место очень большой его удельный расход от 1,4 до $1,8\text{ кг/1000 м}^3$, что сравнимо с удельным расходом метанола при ингибировании установки вообще без какой-либо предварительной осушки газа в абсорбере А-1. Таким образом, технология обработки газа фактически оказалась существенно двухреагентной, что в должной мере не было учтено проектировщиками. Причем на этот момент обращали внимание специалисты ВНИИГАЗа еще в 1990 г. до пуска установки в эксплуатацию.

4. Не были предусмотрены эжекторы в рамках проектной технологии. Впоследствии в технологическую схему были включены эжекторы и организована параллельная их работа с детандер-компрессорным агрегатом (см. раздел 8.3.5).

Следовательно, разработанная технологическая схема для Ямбургского ГКМ потребовала весьма существенной доработки в процессе эксплуатации

установки НТА. Главное же изменение схемы состоит в целесообразности отказа от двухреагентной технологии. Здесь может быть принципиально предложено два варианта: либо перевод установки на работу только с гликолем (причем возможен дополнительный переход с ДЭГ на ЭГ), либо работа установки только на метаноле.

Модификация технологии по первому варианту включает осушку газа этиленгликолем на двух температурных уровнях с его рециркуляцией между сепаратором С-3 и абсорбером А-1 (ср. это техническое решение с аналогичными двухступенчатыми технологическими схемами осушки тощих газов, описанными в разделе 8.2). В этом варианте требуется определенная переобвязка оборудования с тем, чтобы обеспечить не только гликолевую осушку газа, но и осушку нестабильного конденсата (речь идет о конденсате, поступающем в абсорбер А-2).

Во втором варианте осуществляется перевод установки на метанол с рециркуляцией его в соответствии с патентом РФ 1350447, причем здесь абсорбер А-1 используется по новому назначению – для десорбции метанола из его водного раствора. Данный вариант был предложен в 1990 г. специалистами ВНИИГАЗа еще при монтаже оборудования на УКПГ-1В и впоследствии он и был принят к реализации.

Ретроспективно анализируя накопленный опыт эксплуатации установок промышленной обработки газа валанжинских залежей на Ямбургском и Уренгойском ГКМ, можно выделить следующие узловые моменты, которые целесообразно учитывать при модернизациях и реконструкциях подобных установок, а также принимать во внимание при последующем проектировании систем обустройства новых северных месторождений. Здесь же надо отметить, что некоторые из перечисленных ниже решений и предложений уже учитываются при проектировании современных низкотемпературных установок промышленной подготовки газа.

1. Каждая технологическая линия УКПГ должна быть самостоятельной (так называемая коллекторная схема технологических ниток представляется неприемлемой). Должна иметься возможность отключения любого аппарата путем использования байпасных линий. При этом необходимо предусматривать возможности переобвязки системы распределения пришедшего с кустов скважин газа с целью обработки в перспективе разных групп кустов на различных технологических линиях. Этот момент может показаться не особенно актуальным на начальный период эксплуатации, но при падении пластового давления и отсутствии своевременного ввода ДКС (что, как правило, имеет место) такая технологическая возможность позволяет оптимизировать работу системы сбора газа: речь идет и о так называемых “слабых”, и о “водопроявляющих” шлейфах кустов скважин. Это позволяет сократить расход метанола и избежать технологических осложнений при работе систем промыслового сбора.

2. Целесообразно кардинально решить проблему газов дегазации низкого давления, например, предусматривая в проекте обустройства монтаж эжекторов на некоторых технологических линиях вместо дросселирующего устройства. Имеет определенный смысл проектировать как дроссельный, так и турбокомпрессорный варианты работы низкотемпературных установок. В ряде случаев оправданными представляются технологические схемы с параллельной работой эжекторов и турбодетандеров. Должны быть предусмотрены возможности развития технологии и дополнения ее при необходимости блоками абсорбции и ректификации.

3. На стадии проектирования следует особое внимание уделять разработке оптимальных схем ингибирования низкотемпературных установок летучими ингибиторами гидратообразования с автоматическим регулированием расхода ингибитора и рациональным подбором месторасположения точек ввода ингибитора. Необходимо также включать в технологическую схему десорберы для отдувки (отпарки) метанола.

4. Следует обеспечивать транспорт нестабильного конденсата в однофазном состоянии за счет регулирования температуры и давления узлов дегазации. Варианты решения проблемы газов дегазации в технологиях типа НТСР указаны в разделе 8.3.1. Там же отмечалась целесообразность регулирования температуры товарного нестабильного конденсата включением в схему теплообменника конденсат – газ перед узлом концевой дегазации.

5. Необходимо в дальнейшем предусматривать новые конструкции концевых сепараторов с пониженными уносами жидкой фазы, что уменьшает потери тяжелых углеводородов и повышает надежность работы головных систем магистрального транспорта товарного газа в однофазном состоянии.

8.3.3

ОСОБЕННОСТИ ПРИМЕНЕНИЯ ЛЕТУЧИХ ИНГИБИТОРОВ ГИДРАТООБРАЗОВАНИЯ И НОВЫЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ ОБРАБОТКИ ГАЗА

Цель дальнейшего рассмотрения – определить пути оптимизации расхода летучих ингибиторов гидратообразования применительно к УКПГ газоконденсатных месторождений на которых используются низкотемпературные процессы обработки природного газа.

Необходимость и возможность оптимизации расхода ингибиторов гидратообразования была осознана уже в начале 60-х годов, сразу после пуска в эксплуатацию первых установок низкотемпературной сепарации газа. Технологическая схема по оптимизации расхода метанола на нескольких однотипных технологических линиях установки типа НТС впервые была предложена в УкрНИИГазе в начале 70-х годов и названа авторами методом “непрерывной циркуляции” водно-метанольных растворов (ВМР). Здесь экономия расхода свежего метанола в целом (а конкретно авторами рассматривались три технологические линии от каждой газоконденсатной скважины) достигается за счет некоторого, по существу, в какой-то мере и преднамеренного перерасхода метанола на одной технологической линии с подачей отработанного ВМР в “голову” другой линии и т.д.

На рис. 8.40 представлен вариант установки НТС для трех газоконденсатных скважин *а*, *б*, *в* с входными давлениями соответственно 16, 15,5 и 15 МПа. В первичных сепараторах *С-1а*, *С-1б* и *С-1в* происходит отделение жидкой фазы, направляемой в разделитель *Р-1*. После сепараторов *С-1* в газовый поток скважины *а* в точке *1* впрыскивается забираемая из емкости *Е-2* метанолсодержащая вода, которая представляет собой смесь двух жидкостей – выделяющейся в сепараторах *С-3* и получающейся при промывке в промывочном аппарате *ПА* подогретых конденсатов четвертой ступени сепарации. Предполагается, что перед подачей водных растворов метанола в газовый поток их желательно подогреть до 20–25 °С. При этом между сепараторами *С-1а* и *С-2а* будет происходить испарение в газовой поток скважи-

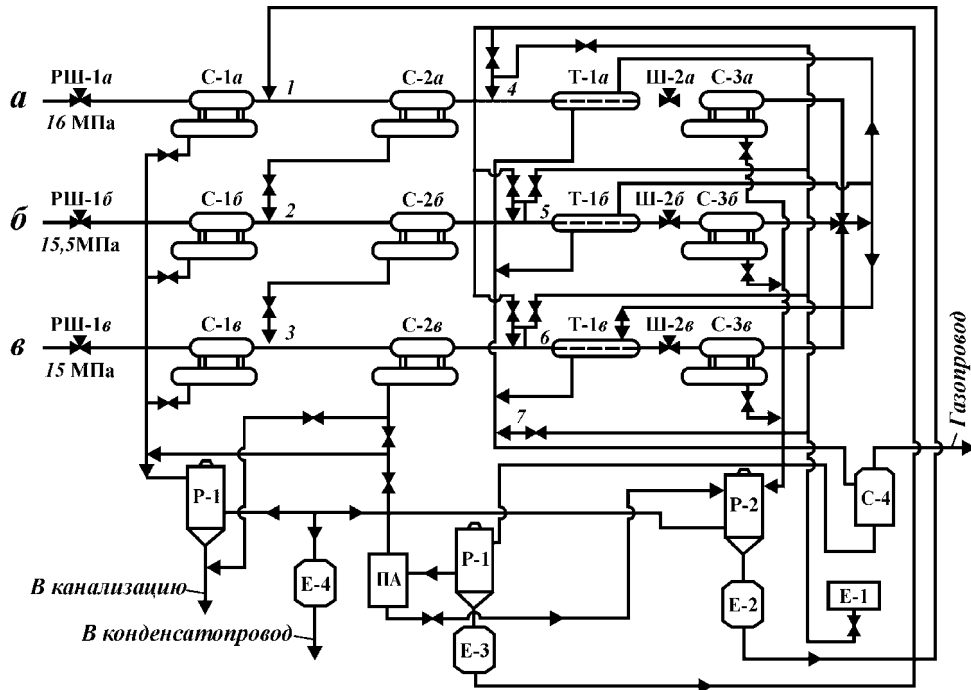


Рис. 8.40. Трехниточная технологическая схема обработки газа метанолом с непрерывной циркуляцией метанольных растворов

ны *a* основной массы метанола из его водных растворов. Оставшаяся жидкость выделяется в сепараторе C-2*a* и через трубопровод с калибровочным или регулируемым отверстием вместе с газом поступает в газовый поток скважины *б* в точке 2.

После дополнительного испарения метанола в газовом потоке скважины *б* на участке между сепараторами C-1*б* и C-2*б* водные растворы после выделения в сепараторе C-2*б* с целью доиспарения метанола поступают в газовый поток скважины *в* в точке 3, и после выделения в сепараторе C-2*в* часть их направляется в аппарат ПА для промывки конденсата четвертой ступени сепарации, а остальные через разделитель P-1 или минуя его — в канализацию. После разделения жидкостей в разделителе P-1 вода сливается в канализацию, а конденсат — в конденсаторную емкость E-4 и затем в конденсаторпровод (если необходимо — после предварительной осушки). При необходимости в газовый поток после сепараторов C-2 в точках 4, 5 и 6 впрыскиваются метанольные растворы, забираемые из емкости E-3, которые выделяются в сепараторе C-4 и отделяются от конденсата в разделителе P-3, или свежий метанол, забираемый из емкости E-1.

В теплообменниках T-1 температура газа снижается (в диапазоне от 0 до 10 °C), а выделившаяся в сепараторах C-3 жидкость поступает в разделитель P-2 (при этом она предварительно может быть подана в один из теплообменников T-1 для отдачи холода газу), где происходит отделение конденсата от метанольных растворов, после чего метанольные растворы подаются в газовый поток скважины *a* в точке 1, а конденсат направляется в конденсаторную емкость E-4.

Предлагаемая технология обработки газа метанолом на установке НТС предназначена, в первую очередь, для скважин с температурой газа на входе в установку выше температуры гидратообразования. Однако если в ряде скважин газ будет иметь и более низкие температуры на участке от устья скважины до газосборного пункта, то, подавая исходные метанольные растворы непосредственно в ствол скважины или на устье, можно добиться, как предполагается и безгидратной эксплуатации этих скважин.

К сожалению, эти идеи в свое время не были достаточно глубоко осмыслены (т.е. не были поняты достоинства и недостатки технологии, представленной на рис. 8.40), и фактически они не получили в 70-е годы какого-либо продолжения.

После обсуждения первоначальных предложений и идей по сокращению расхода метанола, которые можно назвать методами “вторичного использования ВМР”, перейдем к более детальному рассмотрению технологических схем оптимального использования метанола на установках НТС прежде всего в пределах одной технологической линии. При этом сохраняется основная идея подхода – возможность испарения отработанного метанола в поток газа в “голове” технологического процесса обработки газа.

Дальнейшее существенное развитие подобного подхода к распределению и циркуляции метанола на установке низкотемпературной подготовки газа было осуществлено в результате детального анализа пускового периода эксплуатации УКПГ-2В Уренгойского ГКМ, а также в последующих работах. На базе анализа физико-химических особенностей распределения по фазам летучего и растворимого в конденсате ингибитора – метанола впервые ставится задача оптимизации расхода метанола на одной и той же технологической линии подготовки газа. В настоящее время детально разработаны соответствующие технологические схемы циклического (рециркуляционного) распределения летучего антигидратного реагента, которые, на первый взгляд, представляются даже несколько парадоксальными (см. обсуждение ниже). Техническая проработка вопроса выполнена во ВНИИГАЗе и ПО “Уренгойгазпром”. Соответствующее математическое обеспечение для обоснования и расчетов подобных оптимизационных технологических схем использования метанола детально разработано во ВНИИГАЗе. Оно может быть использовано при решении задач сокращения эксплуатационных затрат на предупреждение гидратообразования и на других газовых, газоконденсатных и газонефтяных месторождениях. Новые технологические схемы разработаны во ВНИИГАЗе и Уренгойгазпроме и реализованы в различных модификациях на установках НТС газа валанжинских залежей. Выполнена методическая проработка вариантов технологических схем вплоть до разработки понятийного аппарата и анализа ряда аналогий с другими технологическими процессами.

Вначале обсудим вариант рециркуляционной технологии, предложенный весной 1985 г. Уренгойгазпромом и ВНИИГАЗом после анализа начального этапа эксплуатации первой установки НТС на Уренгое – УКПГ-2В и вскоре нашедший свое воплощение в более общем и формализованном виде в изобретении по патенту РФ 1350447. Здесь цель сокращения расхода метанола достигается тем, что в технологической схеме подготовки углеводородного газа к транспорту, включающей ступенчатую сепарацию, охлаждение газа между ступенями сепарации, введение в поток газа на участки, где по термодинамическим условиям возможно образование гидратов водорастворимого летучего органического ингибитора гидратообразования, выведение из сепарации

раторов жидкости и разделение ее на углеводородную и водную фазы (т.е. отработанный раствор ингибитора), водную фазу подают в поток газа, поступающий на одну из предыдущих ступеней сепарации.

В качестве ингибитора гидратообразования можно использовать любое летучее водорастворимое органическое вещество, например метанол, этанол, ацетон, эфиры альдегидную фракцию (побочный продукт производства синтетического этанола из этилена) и др. Нормальная температура кипения этого летучего ингибитора должна находиться в пределах 55–120 °С. При этом с повышением нормальной температуры кипения такой летучий ингибитор можно называть летучим абсорбентом, а технологический процесс начинает приобретать черты абсорбционной осушки газа, но при этом остается одна существенная разница – “регенерация” летучего абсорбента осуществляется отдувкой (отпаркой) его самого в поток газа (отпадает необходимость в отдельной установке регенерации).

Таким образом, предлагаемая организация процесса предусматривает подачу отработанного водного раствора ингибитора в газ на одну из предыдущих ступеней сепарации. При этом происходят испарение летучего ингибитора и частичное насыщение им газа. За счет этого снижается расход концентрированного (свежего) ингибитора, вводимого далее в газовый поток. Одновременно происходит и снижение концентрации ингибитора в водной фазе, во многих случаях – до значений, при которых регенерация этого раствора методом ректификации экономически нецелесообразна, а сброс его в пласт в соответствии с показателями ПДК уже допустим. Для реализации этого требования на ранних ступенях сепарации осуществляется ввод отработанного метанола в поток обрабатываемого газа через специальный аппарат – десорбер, в котором происходит отпарка метанола в поток газа при противоточном движении контактируемых фаз. Десорбер может конструктивно быть как аппаратом тарельчатого, так и насадочного типов. В качестве десорбера может использоваться и сепаратор, дооборудованный в своей верхней части массообменной секцией отпарки метанола.

Следовательно, предлагаемый прием представляет собой рециркуляционное (многократное) использование летучего ингибитора гидратообразования в системе подготовки газа в рамках одной технологической линии за счет его испарения из жидкой фазы в поток газа на первых ступенях сепарации и конденсации на последующих. При этом эффективно используются физико-химические особенности растворимости летучего органического вещества в сжатом природном газе: сильная зависимость от температуры и увеличение растворимости с ростом давления при $p \geq 5-7$ МПа (наличие на изотерме растворимости метанола в сжатом природном газе в этом диапазоне давлений отчетливого минимума). Необходимость в подаче свежего ингибитора связана с компенсацией его уноса с осушенным газом (поступающим в газопровод), а также с нестабильным углеводородным конденсатом и водой (поступающей в систему промстоков).

На рис. 8.41 показана трехступенчатая сепарация газа, причем в принципиальном отношении эта технологическая схема практически совпадает со схемой промысловой обработки газа валанжинских залежей Уренгойского ГКМ (см. рис. 8.37). Предлагаемый способ промысловой подготовки газа в соответствии с изобретением осуществляется следующим образом. Углеводородный газ с температурой 15–45 °С и давлением 9–13 МПа поступает на первую ступень в сепаратор 1, где происходит отделение газовой фазы от воды и конденсата. Далее газ направляется на вторую ступень сепарации и

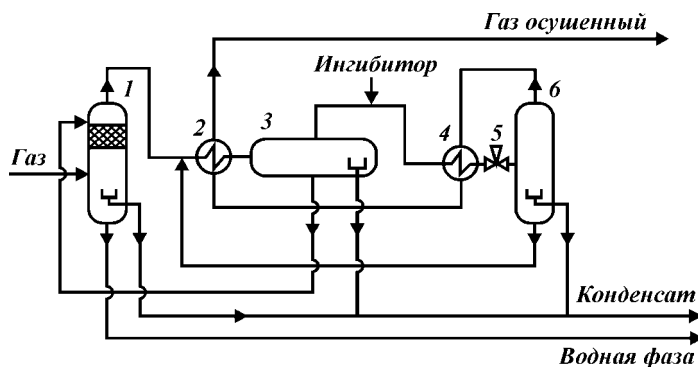


Рис. 8.41. Схема подготовки газа к транспорту по патенту РФ 1350447

проходит рекуперативный теплообменник 2, где и охлаждается за счет теплообмена с холодным отсепарированным газом (направляемым далее в магистральный газопровод) и поступает в сепаратор 3. В газовый поток, выходящий из второй ступени сепарации и поступающий в низкотемпературную ступень, вводят летучий ингибитор гидратообразования (концентрированные метанол, этанол, ацетон и др.). Место ввода ингибитора определяется исходя из термодинамических условий гидратообразования, которые реализуются в данном конкретном случае в теплообменнике 4 и сепараторе 6. В третьей (низкотемпературной) ступени сепарации газ проходит охлаждение в теплообменнике 4, дросселируется на штуцере 5 и поступает в сепаратор 6. Термодинамические условия в сепараторе: температура минус 30–20 °С, давление 7–8 МПа. Отсепарированный и охлажденный сухой газ через теплообменники 4 и 2 направляется в газопровод, а углеводородная жидкость из сепаратора 6 – в конденсаторовод.

Отделившуюся водную фазу, представляющую собой довольно концентрированный “отработанный” раствор ингибитора (50–85 мас. % водный раствор, причем концентрация метанола зависит от температуры газа на конечной ступени сепарации), подают в поток газа перед теплообменником 2. Если образование гидратов в потоке влажного газа термодинамически возможно на более ранних ступенях сепарации, то на них тоже подают раствор ингибитора. Более разбавленный водный раствор ингибитора (с концентрацией примерно в диапазоне 5–35 мас. % в зависимости от конкретных термодинамических условий), выделенный в сепараторе второй ступени 3, подают в сепаратор 1. Для улучшения процесса отдувки и более полного насыщения газовой фазы ингибитором целесообразно дооборудовать верхнюю часть сепаратора 1 тарельчатыми устройствами или установить секцию с насадкой (например, из колец Рашига), куда и подавать водный раствор ингибитора из сепаратора 2. Обедненный после отдувки ингибитора водный раствор стекает в сепаратор 1, где концентрация ингибитора еще более снизится вследствие смешения с отделившейся от газа влагой. Как вариант предлагаемого способа возможна подача водного раствора ингибитора из низкотемпературного сепаратора 6 непосредственно в сепаратор первой ступени 1, дооборудованный массообменной секцией.

Предлагаемый способ прежде всего был проверен расчетным путем для термодинамических условий промышленной подготовки к транспорту природного газа, характерных для валанжинских залежей Уренгойского газоконденсатного месторождения на начальный период эксплуатации месторождения.

Приведем расчетные показатели процесса для природного газа, состоящего в основном из метана и содержащего до 7 мол. % $C_{2+в}$.

Параметры установки промышленной подготовки газа следующие:

в сепараторе 1 давление $p = 12$ МПа, температура $t = 40$ °С;

в сепараторе 3 $p = 12$ МПа, $t = 34$ °С (т.е. в теплообменнике 2 природный газ практически не охлаждается);

в низкотемпературном сепараторе 6 $p = 7,6$ МПа, $t = -20$ °С.

При этих термодинамических параметрах установки гидратообразование может иметь место только на участке технологической схемы после теплообменника 4. С учетом состава и температуры газа концентрация метанола в водном растворе для предупреждения гидратообразования на этом участке должна быть не менее 55 мас. %. Для обеспечения надежного безгидратного режима в газ перед теплообменником 4 вводим ~1,5 кг метанола на 1000 м³ газа (концентрация метанола 95 мас. %), что обеспечивает концентрацию отработанного метанола в сепараторе 6 около 70 мас. %.

По рассматриваемому способу весь отработанный водометанольный раствор из сепаратора 6 вводят в поток газа перед теплообменником 3. Метанол из жидкой фазы частично переходит в газовую, и при выходе из сепаратора 3 его содержание в газе составляет 0,8 кг/1000 м³.

В сепараторе 3 отделяем жидкую водную фазу с концентрацией метанола 11 мас. %. Ее вводят в верхнюю часть сепаратора 1, снабженную специальной массообменной секцией с насадкой из колец Рашига. Высота слоя насадки 1,2 м. Концентрация метанола в водном растворе после прохождения насадки составит 0,1–0,5 мас. %. Концентрация метанола в водном растворе в нижней части сепаратора (после смешения с выделившейся в сепараторе водой) составит менее 0,03–0,1 мас. %.

Как и в традиционной технологии ингибирования УНТС, перед теплообменником 4 требуется подача свежего метанола.

Расход метанола в предлагаемом способе для рассматриваемого варианта уменьшился и составил $1,48 - 0,79 = 0,7$ кг/1000 м³, где 0,79 кг/1000 м³ – количество метанола, поступающего с газом из сепаратора 3. Следовательно, ожидаемое снижение расхода свежего метанола в рассматриваемом способе по сравнению с традиционным может составить как минимум 40–60 % (и зависит от конкретных термобарических условий).

Отметим существенные моменты формулы изобретения по патенту РФ 1350447: отработанный раствор ингибитора из сепаратора какой-либо из ступеней сепарации (не обязательно последней) подается на любую предыдущую ступень той же самой технологической линии (которая может быть специально дооборудована массообменной секцией с целью интенсификации процесса отпарки метанола). Таким образом, предлагаемый способ, по существу, направлен на то, чтобы скомпенсировать известный недостаток метанола как летучего ингибитора (и тем самым превратив этот недостаток метанола в достоинство) – высокую растворимость в газовой фазе, и за счет этого регенерировать отработанный раствор с использованием “регенерационных возможностей” самого газового потока на одной и той же технологической линии.

При этом еще раз подчеркнем, что летучим ингибитором в рассматриваемой технологии может быть не только метанол, но и другое легколетучее водорастворимое органическое вещество (например, ацетон, этанол, ЭАФ и др.). Какой именно летучий ингибитор использовать – зависит от температурного уровня процесса промышленной обработки газа (температуры газа в

концевом аппарате): чем ниже температура, тем эффективнее применение именно метанола. Ориентировочно можно говорить о том, что при температурном уровне процесса минус 40–50 °С и ниже метанол оказывается вне конкуренции, на температурном уровне минус 15–25 °С с технико-экономической точки зрения более предпочтительным является этанол (однако практическое использование этого преимущества этанола довольно проблематично с учетом российских реалий). При еще более высоких температурных уровнях минус 5–15 °С, по-видимому, наиболее перспективен изопропиловый спирт. Но при таких температурах уже практически не имеет смысла говорить о промышленной подготовке конденсатсодержащего газа. Здесь речь может идти об осушке тощего газа на двух температурных уровнях с использованием летучего абсорбента – органического вещества с температурой кипения 85–120 °С (сравни с обсуждением методов осушки газа в разделе 8.2 и с подходом к подготовке тощих газов, рассматриваемым в разделе 8.3.4).

На практике не исключается, что по тем или иным технологическим причинам более удобной окажется реализация несколько ослабленных (“ухудшенных”) вариантов циклического использования метанола, например сбор отработанного раствора ингибитора с нескольких технологических линий УКПГ (на конечных ступенях сепарации) и подача его в “голову” процесса НТС на специально оборудованную технологическую линию. С теоретической точки зрения этот упрощенный вариант технологии, очевидно, менее оптимален, так как не в полной мере использует “регенерационные возможности” всех теплых потоков газа на начальных ступенях процесса. Рассматриваемый вариант уже весьма близок к первоначальной идее “непрерывной циркуляции” ВМР, т.е. может рассматриваться как промежуточный вариант. Из приведенных выше рассуждений становится вполне очевидным, что первоначально предложенная технология “непрерывной циркуляции” менее оптимальна, чем “рециркуляционная технологическая схема” и, кроме того, может быть разработан ряд промежуточных технологических схем, представляющих интерес в тех или иных случаях.

Предложенная технология рециркуляционного использования метанола согласно патенту РФ 1350447 была практически реализована на УКПГ-5В Уренгойского месторождения. Для полноты изложения приведем технологическую схему процесса (рис. 8.42) и ее краткое описание. Для осуществления этого процесса дополнительно к существующей системе подачи и распределения исходного метанола были проложены технологические трубопроводы подачи отработанного метанола к существующим точкам ввода ингибитора. Разработанный процесс осуществляется следующим образом. Природный газ со скважины поступает на УКПГ в здание переключающей арматуры 2, где он после уравнивания давления распределяется по технологическим линиям и поступает в сепараторы 3 первой ступени (С-1), где происходит отделение жидкости (углеводородный конденсат, конденсационная вода, пластовая вода, метанол) от газа. Из сепаратора 3 газ направляется в трубное пространство теплообменника Т-1, где в результате теплообмена с потоком газа из низкотемпературного сепаратора С-2 происходит его охлаждение, при этом происходит конденсация паров воды и высококипящих углеводородов. Конденсат воды и углеводородов вместе с газом поступает после теплообменника Т-1 в промежуточный сепаратор 10 (С-4). Газ из сепаратора С-4 после отделения от него жидкости направляется на вторую ступень теплообмена в теплообменник Т-2, где происходит дальнейшее охлаждение газа и конденсация

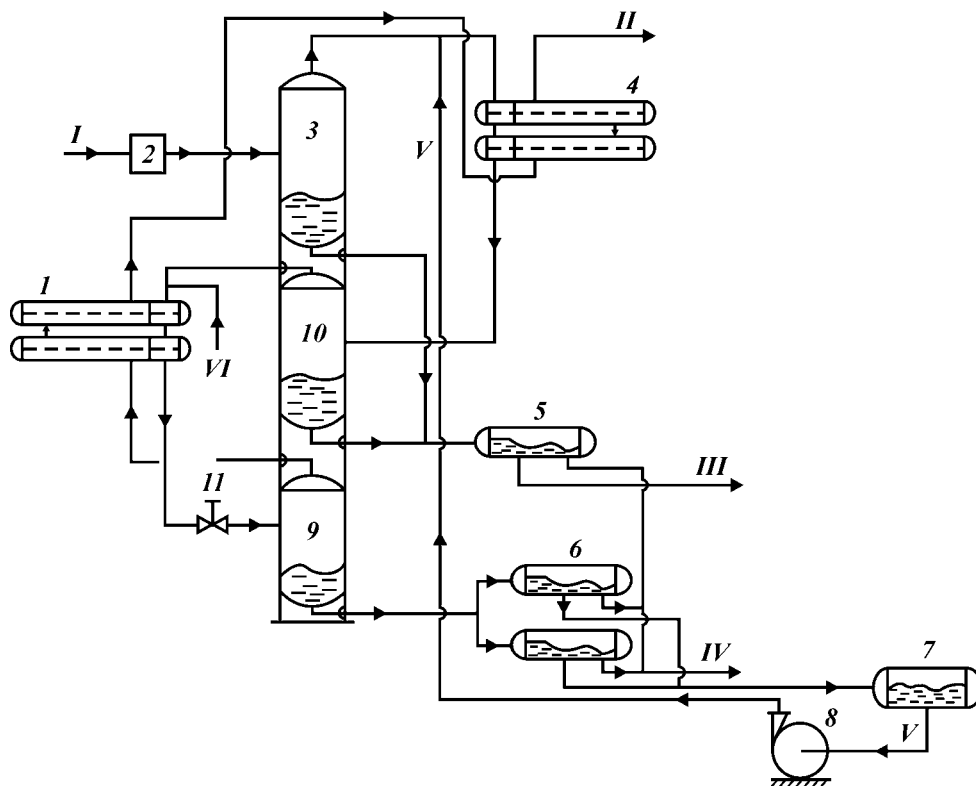


Рис. 8.42. Технологическая схема рециркуляционного процесса использования метанола на УКП-5В Уренгойского месторождения:

I – газ со скважин; *II* – газ в магистраль; *III* – жидкость в поглощающую скважину (или на факел); *IV* – углеводородный конденсат; *V* – отработанный метанол (ВМР); *VI* – исходный (концентрированный) метанол; 1 – теплообменник второй ступени Т-2; 2 – здание переключающей арматуры (ЗПА); 3 – сепаратор первой ступени С-1; 4 – теплообменник первой ступени Т-1; 5 – разделитель первой ступени Р-1; 6 – разделитель второй ступени Р-2; 7 – емкость отработанного метанола; 8 – насос подачи отработанного метанола; 9 – сепаратор второй ступени С-2; 10 – промежуточный сепаратор С-4; 11 – дроссельное устройство (штуцер)

паров воды и углеводородов. Окончательное охлаждение потока газа, обеспечивающее выделение углеводородов и воды до требуемой кондиционности, происходит за счет расширения газа на штуцере 11. При этом температура потока понижается до минус 26–30 °С, в результате чего из газа практически полностью выпадают влага, высококипящие углеводороды и основная масса метанола, который вводится в поток газа перед ЗПА (в случае необходимости) теплообменниками 1 и 4 и штуцером 11. Выделившаяся в сепараторах 9 (С-2) всех технологических линий жидкость отводится в разделители 2 ступени 6, где метанольный раствор отделяется от углеводородного конденсата и отводится в емкость 7 резервуарного парка. Концентрация метанола в этом растворе находится в пределах 70–75 мас. %. Из емкости 7 раствор забирается насосом 8 и впрыскивается в поток газа каждой технологической линии перед теплообменником первой ступени Т-1. Уносимый потоком газа метанол исключает возможность образования гидратов в трубках теплообменника и промежуточного сепараторе С-4. Некоторое количество метанола в паровой фазе поступает с газом и на вторую ступень теплообмена. Для предупрежде-

дения образования гидратов на этой ступени перед теплообменником Т-2, а также в случае необходимости и перед штуцером 11 в поток газа вводится исходный метанол концентрации 95 мас. %. Газ после отделения от него жидкости в сепараторе С-2 обратным потоком через теплообменники 1 и 4 направляется в магистральный газопровод, а отработанный метанол вновь поступает на ингибирование первой ступени теплообмена. Благодаря этому расход исходного метанола сокращается.

Здесь следует выделить важный момент применяемой технологии – незначительное охлаждение газа в теплообменнике Т-1 (имелась технологическая возможность для этого из-за избыточного свободного перепада давления в начальный период эксплуатации УКПГ-5В). Таким образом, теплообменник Т-1 был фактически использован по новому назначению – как аппарат, в котором происходит эффективная десорбция метанола из его отработанного водного раствора. Причем промышленные исследования показали, что эффективность отдувки метанола в этом специфическом “массообменном аппарате” заметно больше, чем получается по расчету для одной теоретической ступени контакта при температуре газа на выходе из теплообменника. Детальный анализ причин этой, на первый взгляд, несколько парадоксальной ситуации привел к разработанным во ВНИИГАЗе интересным модификациям технологического процесса по патенту РФ 1350447.

Как подробно изложено в разделе 8.3.1, в настоящее время в отрасли активно предлагаются различные модификации технологических схем подготовки газа типа схем низкотемпературной конденсации и абсорбции и низкотемпературной сепарации-ректификации, в которых на последней стадии технологический процесс проводят при температурах минус 60–80 °С. В качестве примера рассмотрим технологическую схему НТКА (рис. 8.43), предложенную как возможный альтернативный вариант для Ямбургского

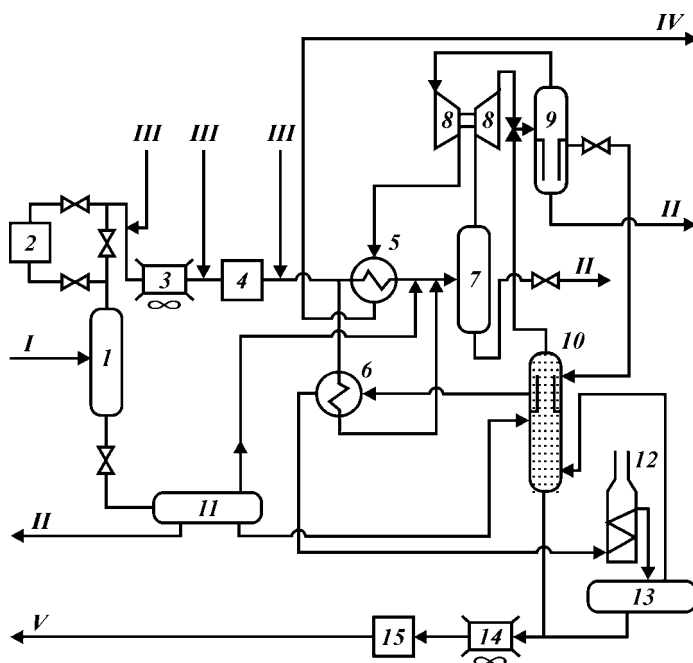


Рис. 8.43. Альтернативная проектная технологическая схема НТКА газа Ямбургского месторождения:
 I – сырой газ; II – водо-метанольный раствор на регенерацию; III – концентрированный метанол; IV – товарный газ; V – нестабильный конденсат; 1, 7 – газосепараторы; 2 – ДКС; 3, 14 – АВО газа; 4, 15 – пропановые холодильные машины; 5, 6 – теплообменники; 8 – детандер-компрессорный агрегат; 9, 11 – трехфазные разделители; 10 – абсорбционно-отпарная колонна; 12 – печь; 13 – дегазатор

ГКМ (этот вариант остался нереализованным). Процесс низкотемпературной абсорбции проводят при давлении 5,5 МПа и температуре $-60\text{ }^{\circ}\text{C}$, а в качестве ингибитора гидратообразования предусматривается метанол. Анализируя эту (см. рис. 8.43) и подобные (см. рис. 8.41) технологические схемы, видно, что каких-либо принципиальных отличий с точки зрения технологий рециркуляционного использования метанола здесь нет. В то же время наличие более низких температур ($-60\text{ }^{\circ}\text{C}$ и ниже) способствует конденсации в низкотемпературных сепараторах (разделителях) ВМР с высокой концентрацией метанола (-90 мас. \%). Таким образом, особенности технологических схем типов НТКА, НТСР только благоприятствуют вариантам оптимального использования летучего ингибитора гидратообразования метанола. Вместе с тем для каждой подобной технологической схемы требуется определенная методическая проработка вопроса, поскольку в таких случаях может быть несколько контуров (иногда – вложенных между собой) рециркуляции метанола.

Обсуждая разработанный ВНИИГАЗом и Уренгойгазпромом процесс низкотемпературной обработки газа с рециркуляцией метанола необходимо дать соответствующую оценку аналогичному технологическому процессу, разработанному несколько позже Французским институтом нефти под названием ИФПЕКСОЛ.

ИФПЕКСОЛ является торговой маркой запатентованного Французским институтом нефти (IFP) технологического процесса, который позволяет на одной установке обеспечить полную обработку природного газа, включая его осушку, извлечение конденсируемых углеводородов и кислых газов – сероводорода и диоксида углерода. Процесс основан на физической абсорбции влаги, углеводородов и кислых газов одним физическим агентом – водным раствором метанола с использованием любого источника холода (внутреннего и внешнего), т.е. на низкотемпературной абсорбции.

Отправной точкой для исследований и разработок IFP в данном направлении, которые были начаты в 1986 г., явилось стремление объединить функциональные этапы процесса обработки газа – осушку, отбензинивание и извлечение кислых компонентов в компактный абсорбционный процесс, в котором вода, конденсат и кислые компоненты могли бы извлекаться одним растворителем.

Учитывая то, что не все природные и технологические газы содержат кислые компоненты, но все содержат влагу, важно обеспечить в любом случае осушку газа и предупредить гидратообразование. Таким образом, хотя процесс был задуман как интегрированный, его разделили на три составные части: ИФПЕКС-1, ИФПЕКС-2 и ИФПЕКС-3.

В процессе ИФПЕКС-1 из сырьевого влажного газа извлекаются вода и конденсируемые углеводороды (рис. 8.44). Если же требуется обессеривание или извлечение основной массы кислых газов, то используется дополнительно система ИФПЕКС-2, которая заменяет селективную аминовую очистку (рис. 8.45). Она работает с использованием недорогого растворителя – того же метанола. При этом потребность в тепловой энергии составляет примерно половину от потребности для аминовой очистки для одной и той же нагрузки по кислым газам. Впрочем, последний процесс, по существу является разновидностью хорошо известного процесса очистки газа от кислых компонентов холодным метанолом (процесс Ректизол). Кроме того, анонсируется также процесс ИФПЕКС-3, который будет обрабатывать конденсируемые углеводороды (если они есть) для извлечения растворенных кислых газов и следов метанола из жидкостей.

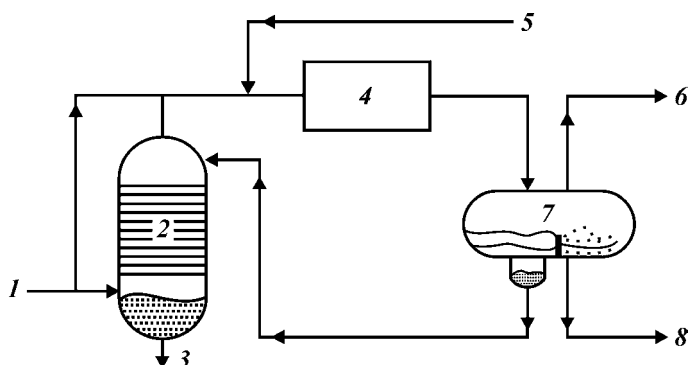


Рис. 8.44. Схема процесса ИФПЕКС-1:

1 – влажный газ со скважины; 2 – контактор (насадочная колонна); 3 – сбросная вода; 4 – холодильный цикл; 5 – подпитка свежим метанолом; 6 – газ в блок ИФПЕКС-2; 7 – низкотемпературный сепаратор; 8 – жидкие углеводороды

Пилотные испытания и детальные оценки процесса ИФПЕКСОЛ в сравнении с современными конкурентоспособными технологиями показали, что ИФПЕКСОЛ обеспечивает низкую потребность в тепловой энергии, в нем нет выбросов и он обеспечивает извлечение технологической воды.

Компания “Петро-Канада” (Petro-Canada) переоборудовала одну из установок осушки и обессеривания газа, введя параллельно с блоком аминовой очистки и гликолевой осушки блок ИФПЕКС-1, что является промышленной реализацией процесса ИФПЕКСОЛ на ПЗ “Ист Джилби” (East Gilby) в штате Альберта (Канада).

Сырьевой поток влажного газа делится на две части, одна из которых поступает в нижнюю часть абсорбера, где контактирует в противотоке на контактных элементах со стекающим с верха колонны потоком водного раствора метанола, поступающего из низкотемпературного сепаратора. Интересный момент состоит в том, что абсорбер может быть установлен на достаточном удалении от холодильной установки, например на газосборном пункте (в том числе – и на морской платформе).

Метанол практически полностью извлекается из водного раствора поднимающимся потоком сырьевого газа. Отходящий с низа колонны поток жидкости представлен в основном пресной водой в количестве, которое определяется спецификацией точки росы по влаге осушаемого сырьевого газа. В то же время поток осушенного газа, покидающий абсорбер, содержит отпаренный из раствора с водой метанол в количестве, достаточном для ингибирования

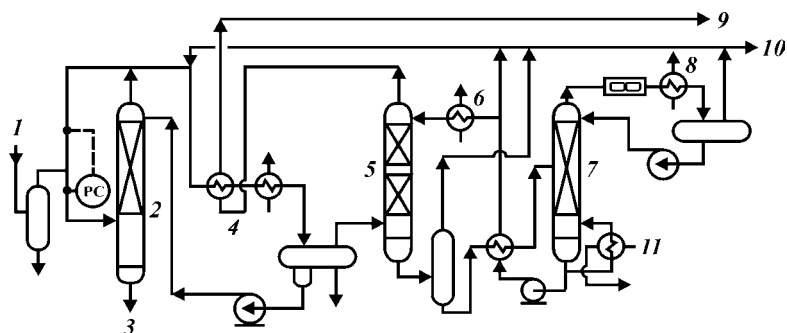


Рис. 8.45. Схема полного процесса ИФПЕКСОЛ для обработки газа:

1 – сырьевой газ; 2 – контактор (насадочный аппарат для десорбции метанола) процесса ИФПЕКС-1; 3 – сбросная вода (с минимальным содержанием метанола); 4 – холодильный цикл; 5 – контактор процесса ИФПЕКС-2; 6 – холодильный блок; 7 – стриппинг-колонна ИФПЕКС-2; 8 – холодильный блок; 9 – товарный газ; 10 – жидкие газы; 11 – пар низкого давления

ния гидратов при транспорте газа или его охлаждении (всего потока сырьевого газа после объединения частей на выходе из абсорбера). После прохождения двух теплообменников (по данной схеме) холодильной установки (любого типа в зависимости от необходимой температуры в низкотемпературном сепараторе) жидкие углеводороды, метанол и сконденсированная вода, образовавшиеся в процессе охлаждения, отделяются в низкотемпературном сепараторе.

Холодильная установка понижает температуру газа до значения, при котором точка росы газа по влаге или углеводородам будет соответствовать действующим спецификациям. Может быть использован любой холодильный цикл – от простого дросселирования до турбодетандерного процесса.

Процесс ИФПЕКС-1 обеспечивает заданные точки росы газа по влаге и углеводородам. Охлажденный в этом процессе газ, содержащий кислые компоненты, поступает во вторую колонну (процесс ИФПЕКС-2), где контактирует в проточке с холодным раствором метанола. Кислые газы, а именно H_2S и CO_2 , а также меркаптаны физически растворяются в потоке метанола, что обеспечивает требуемые спецификации по указанным компонентам в выходящем из абсорбера чистом газе. Для десорбции поглощенных кислых газов используется обычная десорбция в стриппинг-колонне паром низкого давления; отрегенированный раствор метанола снова подается на абсорбцию в контактор (абсорбер) процесса ИФПЕКС-2. Одноступенчатый процесс ИФПЕКС-1 прост и обеспечивает одновременно требуемые точки росы газа по влаге и углеводородам вплоть до $-100\text{ }^\circ\text{C}$.

Показатели процесса были сопоставлены по общепринятым критериям одной промышленной компанией, которая недавно завершила три различных проекта осушки газа по принятым технологиям: установка осушки моноэтиленгликолем до точки росы по влаге, равной $-6,67\text{ }^\circ\text{C}$ ($20\text{ }^\circ\text{F}$) производительностью 2832 тыс. $m^3/\text{сут}$ (100 млн. куб. фут/сут); установка триэтиленгликолевой осушки до точки росы $-20,56\text{ }^\circ\text{C}$ ($-35\text{ }^\circ\text{F}$) производительностью 5946 тыс. $m^3/\text{сут}$ (210 млн. куб. фут/сут) и установка осушки молекулярными ситами до точки росы $-51,1\text{ }^\circ\text{C}$ ($-60\text{ }^\circ\text{F}$) производительностью 424,5 тыс. $m^3/\text{сут}$ (15 млн. куб. фут/сут).

В каждом из трех случаев были использованы эквивалентные схемы ИФПЕКС-1 для реальных условий эксплуатации для сравнения капитальных вложений, массы оборудования и занимаемой площади (для случая оффшорного расположения). Показатели экономии капвложений относятся только к блоку осушки, исключая общее оборудование.

Проведенное во Французском институте нефти сравнение показывает, что ИФПЕКС-1 обеспечил бы экономию 155 тыс. долл. на капвложениях по сравнению с впрыском этиленгликоля; 500 тыс. долл. по сравнению с триэтиленгликолем (ТЭГ) и 420 тыс. долл. по сравнению с адсорбцией. Сравнение процесса ИФПЕКС-1 с другими процессами по массе оборудования показало, что он обеспечил бы экономию в 10 т по сравнению с процессом абсорбционной осушки с использованием МЭГ; 60 т по сравнению с процессом ТЭГ; 18 т по сравнению с адсорбционным методом с использованием цеолитов. По занимаемой площади ИФПЕКС-1 сэкономил бы 200 кв. футов ($18,6\text{ }m^2$) по сравнению с ЭГ; $46,4\text{ }m^2$ по сравнению с ТЭГ и $27,9\text{ }m^2$ по сравнению с молекулярными ситами. Сопоставление по массе и площади морских установок в Северном море показано в табл. 8.47 для процесса ИФПЕКС-1 и установки осушки попутного газа производительностью 8495 тыс. $m^3/\text{сут}$ (300 млн. куб. фут/сут).

ТАБЛИЦА 8.47
Сопоставление абсорбционной осушки газа и процесса ИФПЕКС-1
на примере месторождения в Северном море

Системы процесса	Традиционное исполнение		ИФПЕКС-1	
	Масса, т	Площадь, м ²	Масса, т	Площадь, м ²
Контактор (абсорбер)	110	9,3	40	2,8
Регенератор	30	18,6	–	–
Накопительная емкость	20	23,2	5	–
Площадка химреагентов	10	9,3	15	9,3
Всего	170	60,4	60	12,1

Как видно (см. табл. 8.47), экономия по массе составила бы 110 т и по площади 48,3 м². Следующая из этих показателей экономия капитальных вложений составила бы 1,8 млн. долл.

В настоящее время в зарубежной литературе активно обсуждаются гликолевые установки осушки с их потенциальной эмиссией в атмосферу углеводородов, особенно в том, что касается вредных ароматических соединений, в частности бензола, толуола и ксилола. После вступления в силу в США Закона о чистом воздухе (U.S. Clean Air Act) сейчас много внимания уделяется выбросам углеводородов в воздух, особенно содержащих ароматические соединения, и, прежде всего, бензола. Концентрированные гликоли являются хорошо известными экстрагентами ароматических углеводородов. Здесь стоит отметить, что некоторые промышленные процессы экстракции ароматики используют смеси гликолей для извлечения бензола, толуола и ксилолов из жидкостей и газов.

В то же время выбросы ароматических углеводородов принципиально исключаются самой схемой ИФПЕКС-1. Абсорбер (контактор) процесса ИФПЕКС-1 использует энергию входящего сырьевого влажного газа для отпарки метанола из водометанольного раствора, поступающего из холодильного процесса. Метанол, будучи более летучим, чем вода, полностью отпаривается в контакторе и поступает в холодильный процесс. Вода, отбираемая с низа абсорбера, не является паровой, как в обычном регенераторе гликоля. Следовательно, по самой идее процесса нет выбросов ни углеводородов, ни бензола в атмосферу.

Таким образом, предложенный Французским институтом нефти технологический процесс ИФПЕКС-1 имеет ряд преимуществ как при промышленной обработке конденсатсодержащих газов, так и при обработке тощих газов. В настоящее время в мире действует 15 установок, реализующих варианты процесса ИФПЕКСОЛ. При этом существенной новизной по сравнению с ранее достигнутым уровнем техники обладает только первая часть интегрированного процесса ИФПЕКСОЛ – процесс ИФПЕКС-1.

Теперь следует подчеркнуть абсолютную идентичность технологического процесса обработки природного газа по патенту РФ 1350447, разработанного ВНИИГАЗом и Уренгойгазпромом, технологическому процессу ИФПЕКС-1, предложенному несколько позже и независимо Французским институтом нефти. Чтобы в этом легко убедиться, достаточно сопоставить приведенные ранее схемы (см. рис. 8.41 и 8.44). Следовательно, все выводы и сравнения, выполненные Французским институтом нефти, в полной мере относятся и к низкотемпературным технологическим процессам с рециркуляцией летучих ингибиторов гидратообразования, разработанным отечественными специалистами.

Перейдем теперь к поиску и устранению некоторых недостатков технологии по патенту РФ 1350447 (разумеется, это же относится и к процессу ИФПЕКС-1).

Здесь принципиальным моментом представляется то, что и технология рециркуляции метанола применительно к существующим термобарическим режимам Уренгойского (а также Оренбургского и ряда других) ГКМ при температурах сепарации газа минус 20–25 °С и ниже все же не является полностью оптимальной. Более того, при понижении температурного уровня технологического процесса неоптимальность технологии несколько увеличивается.

Обсудим причину этой неоптимальности. Она связана с наличием некоторой “избыточной” концентрации метанола в ВМР в сепараторах на последней ступени сепарации (эффект проявляется при температуре сепарации ниже –15 °С) из-за значительной конденсации метанола из газовой фазы при низких температурах.

Этот эффект был специально проанализирован применительно к условиям Оренбургского ГКМ. Его наличие следует уже из того, что, как показывают соответствующие расчеты, в установках НТС (типа Уренгойских и Оренбургских) не требуется дополнительной подачи концентрированного (свежего) метанола перед дросселирующим устройством. Здесь участок “дроссель – низкотемпературный сепаратор” работает в режиме, названном режимом самоингибирования. Этот режим можно также назвать режимом ингибирования “испаренным” метанолом за счет его конденсации из газа в жидкую водную фазу.

Анализ показал, что эффект повышенной (или “избыточной”) концентрации метанола в ВМР в сепараторах последней ступени (по сравнению с минимально необходимой его концентрацией для предупреждения гидратов в низкотемпературном сепараторе) обусловлен вполне “объективными” причинами (а именно, конденсацией метанола из газовой фазы), а не “субъективными” факторами (т.е. перерасходом метанола по причине отсутствия надежных систем автоматического регулирования расхода ингибитора и/или из-за неквалифицированного обслуживающего персонала). Результаты проведенных расчетов показали, что эффект повышения концентрации метанола в ВМР становится менее выраженным с ростом температуры в низкотемпературном сепараторе и увеличением содержания воды в водогазо-конденсатном потоке. Обнаруженный эффект достаточно наглядно проявляется при температуре сепарации газа ниже –20 °С. Более того, эффект избыточной концентрации метанола возрастает при переходе от традиционной технологии ингибирования метанолом к рециркуляционным технологиям. Это связано с некоторой осушкой газа в десорбере-сепараторе при обработке газа водным раствором метанола.

Дополнительные исследования эффекта повышенных концентраций метанола на последней ступени сепарации позволили предложить оригинальный технологический прием, для оптимизации расхода метанола на последней низкотемпературной ступени сепарации за счет создания условий для уменьшения (до минимально возможной) концентрации метанола в ВМР в низкотемпературных сепараторах.

Рассмотрим (рис. 8.46) низкотемпературный узел установки НТС, состоящий из рекуперативного теплообменника 1, дросселя 2 и низкотемпературного сепаратора 3. Перед теплообменником 1 предусматривается подача концентрированного метанола в таком количестве, чтобы поддерживать без-

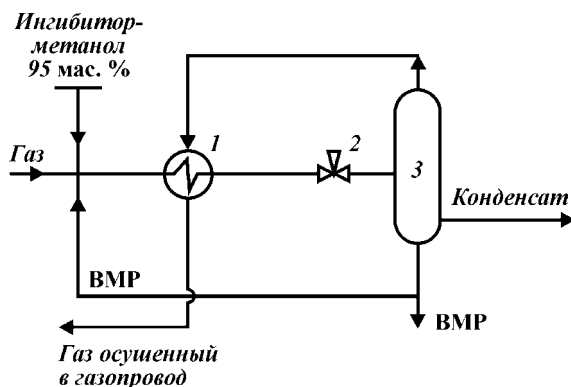


Рис. 8.46. Схема оптимизации расхода метанола на последней ступени сепарации газа, предложенная В.А. Истоминным, А.Г. Бурмистровым, В.П. Лакеевым и В.Г. Квоном

гидратный режим теплообменника. При этом сепаратор 3 заведомо оказывается в безгидратном режиме и реализуется эффект избыточной концентрации метанола в ВМР. Предлагаемый способ оптимизации расхода метанола направлен на устранение этого технического противоречия, выявленного в ходе промышленных и расчетно-теоретических исследований. Устранение технического противоречия осуществляется разработанным во ВНИИГАЗе способом: определенную часть отработанного водного раствора метанола с последней ступени сепарации направляют в поток газа перед последней ступенью сепарации, т.е. перед теплообменником 1. Таким образом, часть отработанного ВМР возвращают в ту же точку, куда его первоначально ввели. И что особенно важно отметить – на рассматриваемом участке теплообменник – дроссель – низкотемпературный сепаратор нет стока жидкой фазы (помимо сепаратора). Такую технологическую схему ингибирования метанолом авторы назвали схемой с рециркуляцией ингибитора на последней ступени сепарации газа. Важно подчеркнуть, что в рамках существовавших до 1985–1987 гг. не вполне корректных методик расчета расхода ингибиторов гидратообразования подобное предложение представлялось имеющим негативный смысл. Данное обстоятельство подчеркивает, на взгляд авторов, нетривиальность (и в какой-то мере – парадоксальность) предложенного технического решения. Суть его состоит в том, что доля отработанного метанола, направляемого снова перед теплообменником 1, подбирается таким образом, чтобы понизить концентрацию метанола в ВМР в сепараторе 3 до минимально возможного значения (еще отвечающей безгидратному режиму работы этого низкотемпературного сепаратора). При этом достигается положительный эффект: сокращается расход свежего концентрированного метанола перед теплообменником.

По проведенным расчетам доля возвращаемого в цикл ВМР в зависимости от термобарических режимов изменяется в пределах 20–70 % от общего количества выделяющегося в низкотемпературном сепараторе ВМР, причем максимальная доля возвращаемого в цикл отработанного ВМР как раз и определяется из условия снижения концентрации метанола ВМР до минимально возможной. В рамках предлагаемой технологической схемы сокращение расхода концентрированного метанола происходит за счет участия ВМР в ингибировании теплообменника 1 и уменьшения потерь метанола с газом сепарации и нестабильным конденсатом.

Рассмотрим подробнее конкретную ситуацию, близкую к условиям работы установки НТС на УКПГ-1АВ Уренгойского ГКМ в начальный период ее

эксплуатации. Пусть давление газа в технологической линии до штуцера составляет 13 МПа, в сепараторе 3–7,5 МПа, температура газа на входе в теплообменник 1 составляет 21–22 °С, на выходе – минус 5 °С, температура в сепараторе С-2 – минус 22 °С. В соответствии с условиями фазового равновесия валанжинский газ – водный раствор метанола – газовые гидраты концентрация метанола в водной фазе для предупреждения гидратообразования в теплообменнике 1 должна составить не менее 45 мас. %, а в сепараторе 3 – не менее 60 мас. %. Для упрощения ситуации в рассматриваемом методическом примере не будем учитывать растворимость метанола в нестабильном конденсате (учет растворимости метанола в нестабильном конденсате только усиливает положительный эффект от предлагаемого технологического приема, но несколько усложняет рассмотрение). Согласно выполненным расчетам, “безгидратный режим” теплообменника 1 достигается при закачке 1,33 кг концентрированного (95 мас. %) метанола на 1000 м³ газа. При этом концентрация метанола в ВМР, выделившемся в сепараторе 3, составит ~65 мас. %, а унос растворенного в газе сепарации метанола составит ~0,37 кг/1000 м³. Аналогичные расчеты выполнены и для условий возврата части ВМР из сепаратора 3 в цикл (табл. 8.48).

Концентрация метанола в ВМР в потоке газа перед дросселем во всех случаях составляет 45 мас. %.

Приведенные результаты расчетов свидетельствуют о том, что в данном конкретном случае максимально возможный процент возврата ВМР в цикл составляет ~50 %. При увеличении доли возвращаемого в цикл ВМР уже нельзя обеспечить безгидратный режим сепаратора 3 (см. табл. 8.48, последняя строка).

Таким образом, при доле возврата ВМР в цикл, равной ~50 %, расход концентрированного метанола сокращается на 25–30 % (по сравнению с традиционной технологией применения метанола). Если же учесть потери метанола с нестабильным конденсатом, то в рамках предлагаемой схемы расход концентрированного метанола перед теплообменником 1 в процентном отношении еще более сокращается. Это связано с тем, что растворимость метанола в нестабильном конденсате резко падает при уменьшении его концентрации в отработанном ВМР.

Следует отметить, что имеется и еще один фактор, который также положительно характеризует предлагаемую технологию. В реальных промышленных условиях при существующей технологии закачки метанола на УКПГ имеет место некоторый его перерасход по сравнению с расчетным значением из-за неравномерности распределения метанола по теплообменным трубкам теплообменника. Возврат части ВМР в цикл увеличивает количество цирку-

ТАБЛИЦА 8.48

Необходимый расход концентрированного метанола для обеспечения безгидратного режима теплообменника в зависимости от доли рециркулирующего раствора ВМР

Доля возвращения ВМР в цикл, мас. %	Требуемый расход концентрированного метанола перед теплообменником, кг/1000 м ³	Унос метанола с газом сепарации, кг/1000 м ³	Концентрация метанола в ВМР в сепараторе, мас. %
0	1,33	0,37	65,3
20	1,23	0,35	63
47	1,05	0,33	60
70	0,92	0,31	57

лирующей жидкой водометанольной фазы, что способствует более эффективному предупреждению гидратообразования в теплообменнике. Следовательно, в рамках предлагаемой технологии фактически не требуется задавать “запас” по расходу метанола (по сравнению с теоретическим количеством).

Таким образом, предлагаемая технологическая схема (см. рис. 8.46) использования метанола на последней (низкотемпературной) ступени сепарации позволяет сократить расход концентрированного метанола и снизить его “безвозвратные” потери (с газом сепарации и нестабильным конденсатом). Данная технологическая схема применима не только для условий подготовки валанжинского газа на Уренгойском ГКМ, но и для других установок ТНС с температурой сепарации ниже минус 15–20 °С. Принципиальное отличие этого способа от рассмотренных состоит в том, что отработанный водный раствор метанола выделяют и перераспределяют не только на одной и той же технологической линии, но и на одной и той же (низкотемпературной) ступени сепарации.

Анализируя рассмотренные выше технологические схемы (см. рис. 8.41 и 8.46), представляется весьма естественным, что для полной оптимизации расхода метанола на УНТС в рамках технологической линии целесообразно сочетание этих технологических схем. Подобный синтез этих способов и представлен в изобретении по патенту РФ 16066827 (рис. 8.47).

Цель этого изобретения – повышение эффективности низкотемпературного процесса подготовки газа.

Поставленная цель достигается тем, что в известном способе, включающем ступенчатую сепарацию, охлаждение газового потока между ступенями сепарации, введение в поток газа концентрированного метанола – ингибитора гидратообразования, выведение из сепаратора жидкости, разделение ее на углеводородную и водометанольную фазы, выделившуюся на последней ступени сепарации водную фазу (представляющую собой 50–80 мас. % раствор метанола) разделяют на две части, одну из которых в количестве от $\frac{1}{4}$ до $\frac{2}{3}$ направляют в поток газа перед последней ступенью сепарации, а другую – в поток газа перед одной из предыдущих ступеней сепарации. Схема ступенчатой сепарации газа системы подготовки газа к дальнему транспорту по предлагаемому способу (см. рис. 8.47) включает первичный сепаратор 1, рекуперативный теплообменник 2, промежуточный сепаратор 3, рекуперативный теплообменник 4, связанный через штуцер 5 с сепаратором 6, который трубопроводом 7 через теплообменники 4 и 2 связан с магистральным трубопроводом. Кроме того, сепаратор 6 имеет трубопровод 8 для вывода углеводородной жидкости (конденсата) и трубопровод 9 для вывода и после-

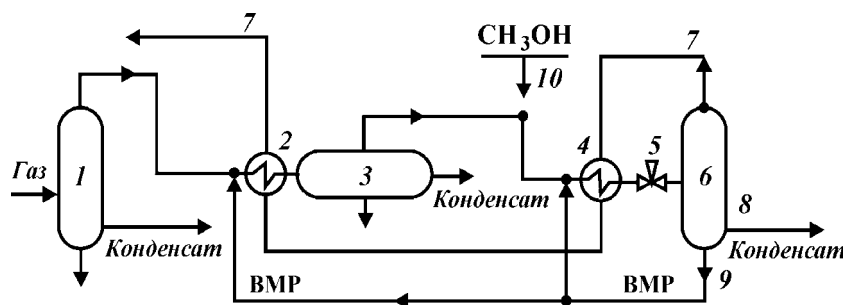


Рис. 8.47. Схема подготовки газа по патенту РФ 1606827

дующего перепуска водной фазы – отработанного водного раствора метанола – в поток газа перед рекуперативными теплообменниками 4 и 2. Для предупреждения гидратообразования в системе подготовки газа перед рекуперативным теплообменником 4 предусмотрен ввод в поток газа концентрированного метанола по трубопроводу 10.

Способ осуществляется следующим образом. Углеродородный газ с температурой 10–40 °С и давлением 8–14 МПа проходит ступенчатую сепарацию и поступает в низкотемпературную часть системы подготовки газа в рекуперативный теплообменник 4, где он охлаждается до 5 – минус 10 °С; дросселируется на штуцере 5 до давления 7–8 МПа и температуры минус 15–30 °С и поступает в сепаратор 6, где от него отделяется водная (водный раствор метанола) и углеводородная (конденсат) фазы. Отсепарированный сухой газ по трубопроводу 7 противотоком направляют через рекуперативные теплообменники 4 и 2 в магистральный газопровод 7, а углеводородную жидкость из сепаратора 6 – в конденсатопровод 8. Ингибитор гидратообразования – концентрированный метанол (92–98 мас. %) вводят по трубопроводу 10 в систему перед рекуперативным теплообменником 4. Выделившуюся в сепараторе 6 водную фазу, представляющую собой раствор метанола концентрацией 50–80 мас. %, частично (от $\frac{1}{3}$ до $\frac{2}{3}$ частей от общего количества раствора метанола в сепараторе 6) возвращают по трубопроводу 9 в поток газа перед теплообменником 4, а оставшуюся часть направляют в поток газа на одну из предыдущих ступеней сепаратора (например, перед теплообменником 2).

Возможность повышения эффективности процесса и сокращения расхода концентрированного метанола по предлагаемому способу связана и с тем, что в традиционном способе при обеспечении безгидратного режима работы теплообменника 4 в выделившейся водной фазе в сепараторе 6 имеет место избыточная (см. обсуждение выше) концентрация метанола (по сравнению с минимально необходимой для предупреждения гидратов). Это дает возможность частично вернуть отработанный метанол в цикл, что приводит к уменьшению расхода концентрированного метанола на технологический процесс и снижению концентрации отработанного метанола в сепараторе 6, в результате чего уменьшаются и потери метанола, растворенного в газе, поступающем в магистральный газопровод.

Следовательно, часть отработанного ВМР подается в поток газа перед последней ступенью сепарации для того, чтобы скомпенсировать избыточную концентрацию метанола в низкотемпературном сепараторе, а оставшаяся часть ВМР поступает на одну из предыдущих ступеней сепарации с целью насыщения газовой фазы летучим ингибитором гидратообразования – метанолом – и тем самым сокращения расхода концентрированного (исходного) метанола и улучшения качества подготовки газа.

Предложенный способ проверен авторами для промышленных условий, характерных на УКПГ Уренгойского ГКМ. Проведено сравнение традиционного варианта ингибирования с предлагаемыми способами (А, Б, В, Г). Результаты расчетов следующие:

Способ.....	Известный	А	Б	В	Г
Расход концентрированного метанола, кг/1000 м ³ газа.....	1,5	1	0,7	1,2	Нестабильный режим; гидраты в сепараторе 6 (см. рис. 8.47)

По способу А $\frac{1}{4}$ часть ВМР направляем перед последней ступенью сепарации, $\frac{3}{4}$ части ВМР – на предыдущую ступень. По способу Б $\frac{1}{2}$ часть

ВМР направляем перед последней ступенью сепарации и $\frac{1}{2}$ часть ВМР – на предыдущую ступень. По способу В $\frac{2}{3}$ части ВМР направляем перед последней ступенью сепарации и $\frac{1}{3}$ часть ВМР – на предыдущую ступень. По способу Г $\frac{4}{5}$ части ВМР направляем перед последней ступенью сепарации.

В исследованном термобарическом режиме (входное давление 12 МПа, входная температура 35 °С, температура сепарации –25 °С, давление 7,5 МПа) вариант Б обеспечивает практически оптимальный расход концентрированного метанола (0,7 кг/1000 м³ газа), что более чем в два раза ниже, чем расход метанола по известному способу. Кроме того, согласно расчетам, концентрация отработанного ВМР в сепараторе 6 (см. рис. 8.47) снизилась с 75 до 65 %, что привело к уменьшению потерь метанола (в парообразной форме) с газом сепарации на 15 %. Уменьшаются также потери метанола, растворенного в нестабильном конденсате.

Детальный расчетный анализ термобарических режимов работы установок низкотемпературной сепарации газа показал, что оптимальная доля ВМР, направляемого в поток газа перед последней ступенью сепарации, изменяется от $\frac{1}{4}$ до $\frac{2}{3}$ при варьировании температуры сепарации газа от –10 до –40 °С (этот диапазон фактически охватывает режимы всех существующих и проектируемых установок НТС).

По предлагаемому способу расход концентрированного метанола на технологический процесс сокращается в 1,5–2 раза, потери метанола с потоком осушенного газа уменьшаются на 10–20 %, а потери метанола с нестабильным конденсатом – на 5–10 %. Кроме того, улучшается качество подготовки газа. При практической реализации предлагаемого способа существенных капитальных затрат не требуется, а эксплуатационные затраты уменьшаются в полтора-два раза.

Рассмотренная технология оптимального использования метанола с двумя контурами рециркуляции метанола была внедрена на УКПГ-8В Уренгойского ГКМ. Основная идея реализации данной технологии состоит в подаче перед теплообменником Т-2 (см. рис. 8.37) водного раствора метанола оптимальной концентрации, которая получается в узле смешивания концентрированного метанола и части отработанного ВМР из низкотемпературного сепаратора С-2 (а остальная часть ВМР подается в поток газа перед теплообменником Т-1).

Был проведен детальный расчетный анализ технологии оптимального использования метанола по патенту РФ 1606827 с одной точкой подачи концентрированного метанола (перед теплообменником Т-1 либо перед теплообменником Т-2) и с двумя точками подачи свежего концентрированного метанола (перед каждым теплообменником Т-1 и Т-2), а также разработано соответствующее программное обеспечение. Проведенное расчетно-теоретическое исследование позволило более четко сформулировать требования к системам автоматического регулирования расхода метанола при рециркуляционных технологиях его распределения на установках низкотемпературной обработки газа.

Технологическая схема рециркуляции метанола со специальным десорбером-сепаратором для отпарки метанола из ВМР реализована на УКПГ-1В Ямбургского месторождения и УКПГ-2В Уренгойского месторождения. Подобные технологические схемы включены в проекты обустройства ряда новых газовых и газоконденсатных месторождений Крайнего Севера (Северо-Уренгойского, Ен-Яхинского, Песцового и др.). В настоящее время использо-

вание рециркуляционных технологических схем по патентам РФ 1350447 и 1606827 и их модификаций фактически становится неотъемлемым элементом технологического проектирования систем обустройства северных месторождений.

В данном разделе в целом были рассмотрены общие методические аспекты низкотемпературных технологических схем с контурами рециркуляции летучих ингибиторов гидратообразования, технико-экономические и экологические показатели которых существенно превосходят технологии предшествующего поколения. Руководящей идеей в этих новых технологиях является идея десорбции летучего антигидратного реагента-абсорбента непосредственно за счет эксергии газового потока. В дальнейшем подобная идея, безусловно, найдет широкое применение при создании не только энергоресурсосберегающих, но и экологически чистых технологий добычи газа. Так, процесс отпарки метанола из ВМР газовыми потоками будет использован в разнообразных технологиях утилизации сбросных вод, содержащих низкие концентрации метанола. Это направление исследований сейчас активно развивается во ВНИИГАЗе и Уренгойгазпроме (разработан пакет оригинальных технических решений и предложений на уровне изобретений и рационализаторских предложений).

8.3.4

ВОЗМОЖНОСТИ ПРИМЕНЕНИЯ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ПРОЦЕССОВ ПРИ ПРОМЫСЛОВОЙ ОБРАБОТКЕ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ С МАЛЫМ СОДЕРЖАНИЕМ ТЯЖЕЛЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ

Как уже отмечалось (см. раздел 8.2), при проектировании систем промышленной обработки тощих газов, когда требуется только их осушка, а задача извлечения тяжелых углеводородов вообще не ставится, традиционно конкурируют между собой абсорбционный и адсорбционный технологические процессы. В разделе 8.2 показано, что в настоящее время перспективны варианты абсорбционной технологии, приводящие к осушке газа при низких температурах контакта. Основной недостаток абсорбционной технологии – попадание в газотранспортную систему в некотором количестве мелкодисперсного гликоля. Кроме того, не всегда исключается возможность конденсации тяжелых углеводородов на головных участках газотранспортных систем. В то же время и адсорбционная технология осушки также имеет ряд недостатков применительно к условиям Крайнего Севера, обсуждение которых здесь не приводится.

Что касается низкотемпературных процессов (на температурном уровне $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ и ниже), то в качестве возможных вариантов подготовки тощих газов они обычно не рассматривались вовсе, поскольку пластовое давление в залежах с низким конденсатным фактором, как правило, не превышает 13–15 МПа. Поэтому практически отсутствует достаточный запас давления в залежи, способный обеспечить реализацию низкотемпературного способа обработки газа на длительный период с использованием расширения газа в качестве холодопроизводящего процесса. Следовательно, применение низкотемпературных технологий для тощих газов из самых общих соображений представлялось не вполне оправданным, поскольку для природных газов с

малым конденсатным фактором специально не ставится задача извлечения тяжелых углеводородов, а поддержание работоспособности технологии в течение длительного времени при стабильном термобарическом режиме в конечном сепараторе требует дополнительных как капитальных (ДКС в “голове” технологического процесса), так и эксплуатационных (энергетических) затрат.

Между тем, анализируя различные варианты осушки природного газа применительно к месторождениям п-ова Ямал и учитывая специфику этих месторождений (расположенных в северной зоне распространения многолетнемерзлых пород (ММП) – зоне чрезвычайной чувствительности природной среды к геотехногенным воздействиям), специалисты ВНИИГАЗа и ЮЖНИИГипрогаза пришли к выводу о необходимости использования для этих месторождений промышленных технологий высокой степени надежности и, в частности, соблюдения очень жесткого требования: полностью однофазного транспорта газа на головных участках газотранспортных систем (ГТС), да еще с учетом экстремальных термобарических режимов эксплуатации (минимально возможная температура газа в ГТС до -17 °С). Оставляя в стороне явно дискуссионный характер этого положения, отметим, что требование полностью “сухого” газопровода заведомо исключает из рассмотрения абсорбционные технологии осушки (из-за некоторого уноса мелкодисперсных гликолей в газотранспортную систему). При такой гиперболизированной постановке вопроса, априори “дисквалифицировавшей” абсорбционные методы, оказалось целесообразным проанализировать более детально перспективы реализации низкотемпературных процессов осушки тощих газов и сравнить их технико-экономические показатели с адсорбционным методом.

Работа в этом направлении привела к довольно интересным вариантам низкотемпературных технологий осушки тощих газов, которые оказались не только технологичными, но вполне конкурентоспособными (хотя явное предпочтение до того отдавалось адсорбционным технологиям). Основным моментом здесь является обязательное использование в технологической схеме детандер-компрессорного агрегата (напомним, что в отечественной газовой промышленности турбодетандерные технологии пока что не отличаются надежностью). Причем наиболее логичной представляется низкотемпературная технология при таком конденсатном факторе, когда извлечение тяжелых углеводородов уже целесообразно, но не ставится во главу угла степень их извлечения (основной целью остается обеспечение требования отраслевого стандарта по качеству товарного газа и “сухости” головного участка магистрального газопровода).

Важнейшим элементом низкотемпературных методов осушки природного газа с низким конденсатным фактором является использование летучих ингибиторов гидратообразования с их рециркуляцией и саморегенерацией. Более того, с теоретической точки зрения рассматриваемые ниже технологические схемы можно трактовать как некоторую конкретизацию общего низкотемпературного процесса промышленной подготовки газа с рециркуляцией летучего ингибитора гидратообразования по патенту РФ 1350447 (см. раздел 8.3.3). Конкретизация же этой общей технологии состоит в использовании детандер-компрессорной схемы охлаждения газа и подборе режимных параметров, учитывающих особенности транспорта осушенного газа на головном участке МГ.

Основная идея обеспечения “сухости” головного участка газопровода в рамках низкотемпературной технологии состоит в том, что допускается неко-

торый фиксированный унос сконденсировавшейся жидкости из концевой сепаратора, но при этом термодинамический режим концевой сепарации подбирается таким образом, чтобы имело место не только обратное испарение унесенной мелкодисперсной жидкой фазы (углеводородного конденсата и ингибитора гидратообразования) в рекуперативных теплообменниках, но и гарантировалось отсутствие конденсации жидкости (в том числе и ретроградной конденсации углеводородного конденсата) непосредственно в магистральном газопроводе с учетом довольно жесткого термобарического режима эксплуатации его головного участка.

Таким образом, представленное ниже обсуждение низкотемпературных процессов промышленной обработки тощих газов предполагает наличие:

серийных детандер-компрессорных агрегатов повышенной степени надежности, желателен отечественного производства;

низкотемпературных сепараторов нового поколения с пониженными (и стабильными в течение длительного времени) номинальными уносами жидкой фазы;

аппаратурного оформления рециркуляционных схем ингибирования установки летучими ингибиторами гидратообразования – десорберов отдувки ингибитора (варианты десорберов разработаны в АО ЦКБН по техническим предложениям ВНИИГАЗа);

надежных аппаратов воздушного охлаждения, работающих на сыром газе.

Разработка соответствующих аппаратов, как неоднократно отмечалось, – приоритетная задача технической политики ОАО “Газпром”, которая должна быть успешно решена в ближайшие годы. В настоящее время не просматривается принципиальных трудностей при их решении: имеющиеся трудности – в основном финансового и организационно-технического характера.

ВНИИГАЗ детально проработал три возможных варианта низкотемпературных технологических схем, отличающихся термобарическими условиями в низкотемпературном сепараторе:

при давлении в концевом сепараторе, превышающем давление на входе в головной участок магистрального газопровода ($\sim 7,7$ МПа при номинальном давлении в газопроводе $7,5$ МПа), – технология “высокого” давления;

при давлении в сепараторе в диапазоне $5,5$ – $6,3$ МПа, т.е. ниже давления на входе в головной участок МГ, – технология “среднего” давления;

при давлении в пределах 3 – 5 МПа – технология “низкого” давления.

Особенность разработанных технологических схем состоит в том, что технология осушки газа более тесно увязывается с термобарическими режимами эксплуатации головного участка газотранспортной системы и требованием обеспечения однофазного транспорта осушенного газа. При этом не выдвигается каких-либо чрезмерно высоких требований к эффективности турбохолодильной техники и теплообменного оборудования. Данные технологические схемы предназначены главным образом при конденсатном факторе, не превышающем несколько граммов на кубический метр газа. Однако они остаются принципиально работоспособными и при наличии большего количества конденсата в природном газе (скажем, при конденсатном факторе в диапазоне 3 – 20 г/м³) – в этом случае их можно называть промышленной модификацией технологии НТС при относительно низком пластовом давлении с ДКС в “голове” технологического процесса практически с начала эксплуатации месторождения. Однако авторы стараются избегать для рассматриваемых ниже низкотемпературных процессов термина НТС, поскольку обсуждаются технологии для конденсатного фактора, стремящегося к нулю.

Технологическая схема по варианту высокого давления показана на рис. 8.48. В этой схеме при снижении пластового давления для поддержания давления на уровне ~ 10 МПа в “голове” технологического процесса предусматривается ДКС. В технологии используется детандер-компрессорный агрегат, причем сырой газ проходит сначала компрессор, далее охлаждается в АВО и рекуперативном теплообменнике газ – газ, после чего газ расширяется на турбодетандере и поступает в низкотемпературный сепаратор. В конечном низкотемпературном сепараторе предполагается давление газа, несколько превышающее максимальное давление в МГ. Основной недостаток этой технологии – остается принципиальная возможность выпадения ретроградного конденсата при снижении давления в нем до 5–5,5 МПа для предполагаемых температурных условий в МГ. Однако количество жидкой фазы в транспортируемом по МГ товарном газе все-таки резко уменьшается по сравнению с абсорбционными технологиями. Таким образом, у технологии высокого давления имеется вполне определенная сфера применимости на северных месторождениях, но она не полностью отвечает требованию “сухости” МГ для условий Бованенковского и других месторождений п-ова Ямал.

Рассматривался также вариант технологии “низкого” давления в конечном сепараторе (в диапазоне ~ 3 –5 МПа), в которой полностью снимается проблема ретроградной конденсации тяжелых углеводородов в МГ. Эта технология отвечает требованию полностью “сухого” МГ, но она оказалась неэкономичной по капитальным и эксплуатационным затратам, поскольку приходится оснащать газодобывающий комплекс двумя компрессорными станциями (до и после УКПГ).

Наиболее предпочтительной оказалась технология “среднего” давления, принципиальная технологическая схема которой дана на рис. 8.49. Здесь

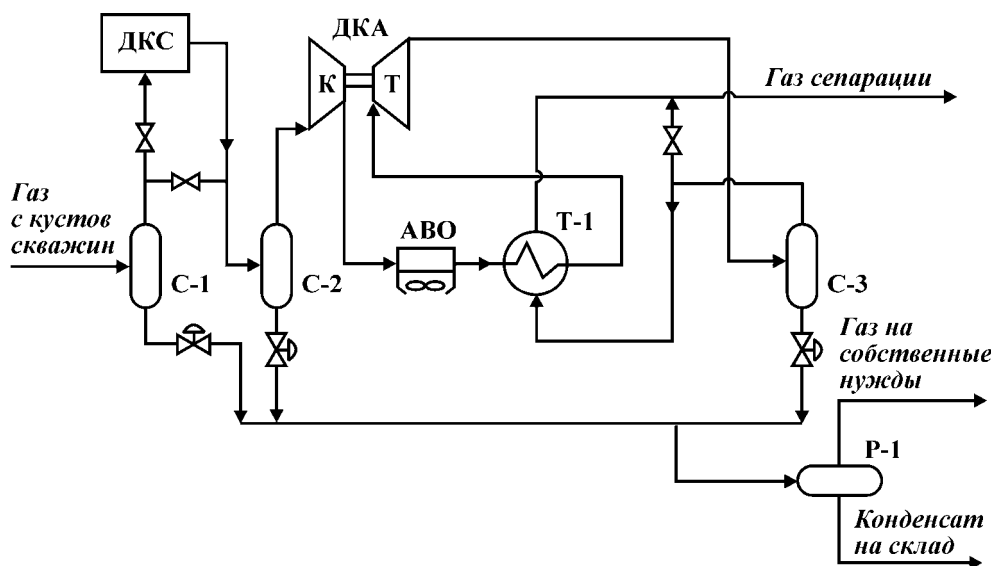


Рис. 8.48. Принципиальная технологическая схема “высокого” давления промышленной обработки “тощих” газов:

С-1, С-2, С-3 – сепараторы; Т-1 – теплообменник; Р-1 – разделитель; ДКС – нагнетатель; ДКА – детандер-компрессорный агрегат; К – компрессор; Т – турбодетандер; АВО – аппарат воздушного охлаждения

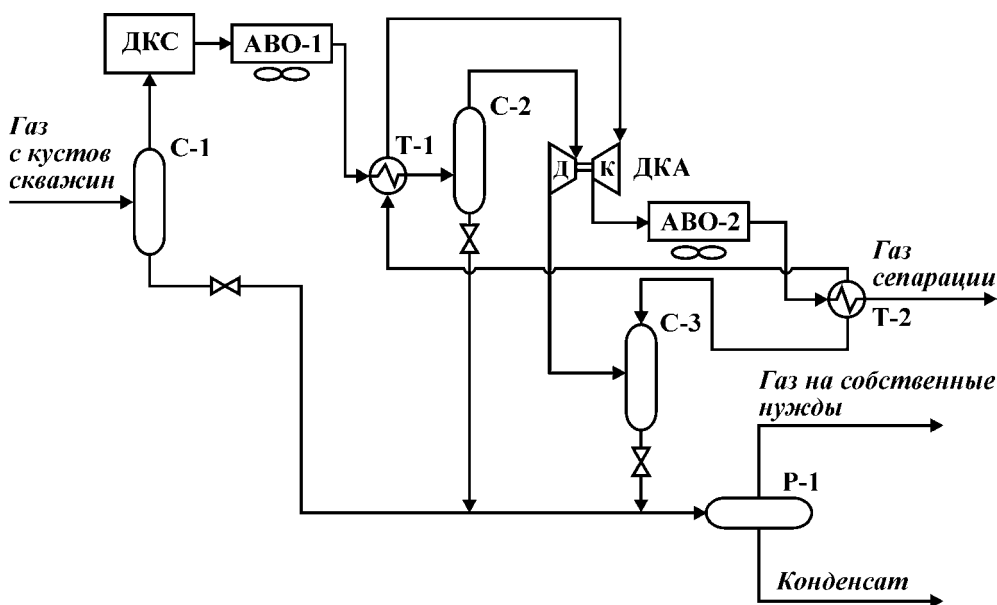


Рис. 8.49. Принципиальная технологическая схема “среднего” давления промышленной подготовки “тощих” газов (схема ингибирования метанолом не показана): С-1, С-2, С-3 – сепараторы; Т-1, Т-2 – теплообменники газ-газ; Р-1 – трехфазный разделитель; ДКС – нагнетатель; ДКА – детандер-компрессорный агрегат; Д – детандер; К – компрессор; АВО-1, АВО-2 – аппараты воздушного охлаждения

после первичного сепаратора С-1 предусматривается ДКС для поддержания входного давления на УКПГ в требуемом диапазоне, далее сырой газ последовательно проходит рекуперативный теплообменник Т-1 типа газ – газ, сепаратор С-2, расширяется в детандере и направляется в низкотемпературный сепаратор С-3 (давление в котором поддерживается в диапазоне 5,5–6,3 МПа), затем осушенный газ проходит теплообменник Т-2 и компримируется до необходимого давления, несколько превышающего давление в МГ. Интересно сравнить эту схему со стандартной технологией НТС с детандер-компрессорным агрегатом (см. рис. 8.31). Как нетрудно видеть, каких-либо различий по формальным признакам между схемами, по существу, не имеется. Но имеются значительные отличия в термобарических режимах из-за различий в характерных пластовых давлениях и технологических целях, поставленных перед этими схемами. Разумеется, в технологии среднего давления с тремя сепараторами (см. рис. 8.49) должно предусматриваться предупреждение гидратообразования метанолом с его рециркуляцией по схеме, представленной на рис. 8.41 (полезно также детально сравнить рис. 8.49 и рис. 8.41).

Приведем исходные данные и основные параметры процесса “среднего” давления применительно к проектируемой УКПГ-1 Бованенковского ГКМ по данным расчетно-технологического моделирования, выполненного во ВНИИ-ГАЗе А.Н. Кубановым.

1. Температура товарного газа на выходе из УКПГ должна быть $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ (зимой) и $-7\text{ }^{\circ}\text{C}$ (летом), причем в самый жаркий период (средняя продолжительность которого не более 15–20 дней) допустимо поддерживать более высокую температуру газа около $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$. При этом наихудшие условия в МГ с

точки зрения выпадения жидкой фазы из осушенного газа составляют $-17\text{ }^{\circ}\text{C}$ при давлении 5,3 МПа (в расчетах термобарических режимов работы головного участка МГ учитывается дросселирование газа, которое и приводит к столь низким температурам в МГ).

2. Зимний период характеризуется температурой газа после АВО-1 ниже $15\text{ }^{\circ}\text{C}$, а летний – от 15 до $30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

3. Давление газа на выходе из УКПГ в зимний период должно составить около 7,5 МПа, а в летний – 7,1 МПа. Меньшее давление в летний период объясняется снижением объемов добычи газа и соответствующим изменением термодинамического режима эксплуатации головного участка МГ.

4. При проведении расчетных исследований по обоснованию технологии также были заданы:

состав пластового газа, средняя молекулярная масса стабильного конденсата ($C_{5+В}$), фракционный состав конденсата и изменение его потенциального содержания в пластовом газе по годам (для Бованенковского месторождения принимают потенциальное содержание конденсата в среднем $0,65\text{ г/м}^3$ с максимальным возможным значением – до $3,2\text{ г/м}^3$), рабочие давления на входе в УКПГ по годам, гидравлические потери в аппаратах;

модели теплообменного оборудования как АВО, так и теплообменников (для теплообменников задают теплопередающую поверхность и номинальное значение коэффициента теплопередачи). Например, для теплообменника газ – газ производительностью по трубному и затрубному потоку до 10 млн. $\text{м}^3/\text{сут}$ (что соответствует производительности каждой технологической линии на Бованенковском УКПГ) теплопередающая поверхность должна составлять 1370 м^2 , а номинальное значение коэффициента теплопередачи при полной загрузке аппарата по обоим потокам $250\text{ Вт/м}^2\cdot\text{К}$). Имеющиеся модели АВО гораздо менее надежны, и поэтому по опыту работы АВО можно полагать, что они, по крайней мере, обеспечивают разность температурой газа после АВО и температурой окружающего воздуха порядка $10\text{ }^{\circ}\text{C}$;

коэффициенты полезного действия турбохолодильной техники (КПД детандера 0,7–0,8, а КПД компрессора ДКА – 0,7), допустимые степени расширения газа в турбине (1,5–2 раза) и сжатия в компрессоре (1,2–1,3), КПД компрессора в ДКС (примерно 0,8);

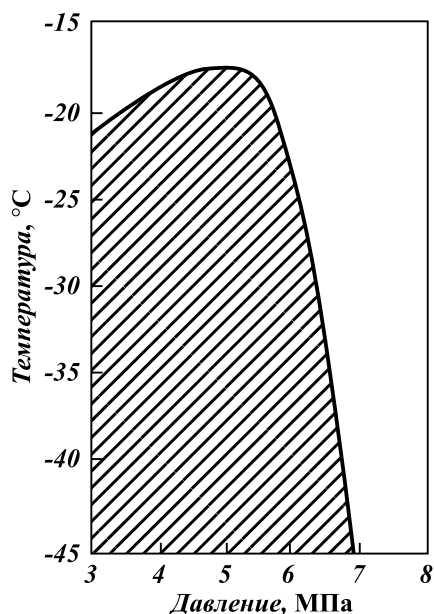
модели уноса мелкодисперсной жидкой фазы из концевой низкотемпературного сепаратора (по перспективным разработкам ЦКБН максимальный унос не будет превышать 2 мг/м^3).

Проведенные расчеты позволяли, прежде всего, выделить область термобарических параметров в концевом сепараторе, обеспечивающих однофазный транспорт газа в МГ без конденсации ВМР и тяжелых углеводородов. На рис. 8.50 эта область заштрихована для заданного значения капельного уноса из концевой сепаратора, равного 2 мг/м^3 . Характерный ее параболический вид обусловлен тем, что на левой ветви превалирует конденсация ВМР, а на правой ветви – конденсация тяжелых углеводородов.

Далее с учетом области выделенных параметров однофазного транспорта газа были определены энергетически наиболее рациональные режимы эксплуатации проектируемой установки среднего давления и при этом обеспечивающие сформулированные выше жесткие требования к качеству подготовки газа.

В зимний период – давление в концевом сепараторе 6,3 МПа, температура минус $30\text{--}35\text{ }^{\circ}\text{C}$, а в летний период осуществляется плавный переход на

Рис. 8.50. Область термобарических параметров в низкотемпературном сепараторе установки подготовки газа, обеспечивающем однофазный транспорт осушенного газа на головном участке МГ для аптеноманских залежей Бованенковского месторождения



режим пониженных давлений (5,6 МПа) и повышенных температур (до 22 °С).

В течение холодного периода давления на ДКС должно составлять 9,5–10 МПа, в переходный период (примерно два теплых месяца в году) давление должно увеличиваться до 11 МПа, а в короткий период максимально высоких температур — возрастать до 11,5 МПа.

Анализируя предложенную оригинальную технологию низкотемпературной обработки тощих газов с использованием концепции “среднего” давления, необходимо отметить ее потенциальные недостатки и дискуссионные моменты.

1. В рассматриваемой технологии критичным является значение максимально допустимого уноса из низкотемпературных сепараторов, например, при увеличении допустимого уноса от 2 до 5 мг/м³ область термобарических параметров для однофазного транспорта резко сужается. Это приведет к требованию более низкого давления в конечном сепараторе (~4,5–5 МПа) и соответственно к резкому ухудшению технико-экономических показателей процесса (технология “среднего” давления начинает приближаться по показателям к технологии “низкого” давления, которая, как отмечено выше, оказалась неэффективной). Поэтому наличие новых типов низкотемпературных сепараторов малого уноса номинальной производительности по газу 10 млн. м³/сут представляется обязательным. В то же время как важный положительный момент следует отметить, что технология, по существу, не критична по содержанию конденсата в тощем пластовом газе.

2. По мнению авторов, излишне оптимистически оценен эффект влияния растворенного в газе метанола на снижение температуры начала конденсации тяжелых углеводородов (эффект депрессии точки росы из-за метанола оценен в 5–10 °С, что представляется явно завышенным).

3. Не рассмотрены более оптимальные для данной технологии летучие ингибиторы гидратообразования (например, этиловый и изопропиловый спирты). Эксплуатационные затраты, связанные с потерями метанола, представляются чрезмерно высокими (даже с учетом рециркуляционных схем применения метанола). С этим можно до некоторой степени мириться в технологиях низкотемпературной обработки жирных газов, но для низкотемпературных технологий обработки тощих газов целесообразно искать другие решения.

4. Технология “среднего” давления основывается на дискуссионном положении абсолютной “сухости” головного участка МГ и излишне жесткими, на взгляд авторов, требованиями к температурному режиму товарного газа на

входе в МГ. Целесообразно разработать реальные критерии по допустимому содержанию капельной жидкости на входе в головной участок МГ. При этом головной участок МГ, включая и входные сепараторы головной КС, следует рассматривать как вполне “естественное” продолжение УКПП (под началом магистрального транспорта газа целесообразно понимать точку сдачи газа газотранспортному предприятию после входных сепараторов головной КС).

Из представленного краткого рассмотрения низкотемпературных процессов промышленной подготовки тощих газов можно сделать вывод относительно их принципиальной реализуемости при технико-экономических показателях, конкурентоспособных с адсорбционными и абсорбционными методами осушки газа. В связи с отсрочкой освоения газоконденсатных месторождений п-ова Ямал, на взгляд авторов, необходимо заново проанализировать имеющиеся проектные решения и найти наиболее оптимальные варианты. При этом предстоит разработать “компромиссную”, технологически обоснованную концепцию качества подготовки газа, включающую значение допустимой конденсации жидкой фазы на головном участке, требования к температуре газа и гидродинамическим режимам течения, гарантированно обеспечивающим вынос жидкости из газопровода с качественной сепарацией во входных сепараторах КС. Для тощих газов месторождений п-ова Ямал альтернативной технологией промышленной обработки газа может оказаться схема с “газодинамическими” сепараторами (если таковые устройства удастся разработать в приемлемые сроки).

8.3.5

ОПЫТ И ПЕРСПЕКТИВЫ ПРИМЕНЕНИЯ ЭЖЕКТОРНЫХ ГАЗОДИНАМИЧЕСКИХ УСТРОЙСТВ НА СЕВЕРНЫХ МЕСТОРОЖДЕНИЯХ

Газовые эжекторы – разновидность струйных аппаратов – используются в самых разнообразных областях техники: авиационной, судостроительной, химической, энергетической, нефтегазовой и т.д. Широкий диапазон их применения обуславливается простотой конструкции, относительно низкой стоимостью изготовления (в сравнении с механическими компрессорами), возможностью совмещения в одном аппарате различных процессов, высокой надежностью в эксплуатации и рядом других положительных моментов. Использование эжекционных струйных течений жидкостей и газов позволяет интенсифицировать процессы теплообмена, массообмена, очистки газов от мехпримесей и капельной жидкости, смешения и эмульгирования.

Аппараты, в которых осуществляются указанные процессы, просты по конструкции и в изготовлении, обладают высокой степенью агрегатирования с другим технологическим оборудованием. Кроме того, современные конструкции аппаратов с эжекционными струйными течениями жидкостей и газов достаточно экономичны (КПД изотермического сжатия газа в жидкостно-газовых эжекторах составляет 40–45 %, КПД адиабатического сжатия газа в газоструйных эжекторах достигает 35 %). Использование струйных аппаратов в системах сбора, подготовки и переработки нефтяных газов и газов дегазации конденсата позволяет создавать простые технологические установки, совмещающие в пределах одного аппарата несколько технологических процессов, например:

абсорбции и сжатия газов;
смешения, сжатия и глубокого охлаждения потоков газов, жидкостей или их смесей;

вакуумирования и охлаждения;

очистки газов от мехпримесей и охлаждения.

Многолетний опыт использования эжекторов различных конструкций на Уренгойском месторождении дает возможность подвести некоторые итоги и наметить пути возможного дальнейшего развития и расширения областей применения эжекторной техники на северных газовых и газоконденсатных месторождениях. Следует особо подчеркнуть, что цикл работ по внедрению эжекторной техники на Уренгое был выполнен при непосредственном участии ведущих специалистов ВНИИГАЗа – И.Н. Царева и В.Т. Харитонова, являвшихся пионерами в применении струйных технологий в газовой промышленности.

Первые попытки использования эжекторной техники на Уренгойском месторождении относятся еще к 1980 г., когда на технологической нитке № 12 УКПГ-1 сеноманской залежи были смонтированы три газовых эжектора ЭГ-1 конструкции ВНИИГАЗа, доставленные с Вуктыльского месторождения. Эти эжекторы были применены для утилизации газов разгазирования нестабильного конденсата опытной установки получения дизтоплива (т.е. до освоения газоконденсатных залежей на Уренгойском месторождении). Режим работы упомянутых эжекторов оказался недостаточно устойчивым. Это было связано с малым перепадом давлений на входе и выходе эжектора, причем поток газа высокого давления не разогнался до скорости звука (число Маха не превышало 0,8). Постепенное снижение входного давления на УКПГ-1 привело к прекращению эжектирования низконапорного газа, в связи с чем эжекторы ЭГ-1 были демонтированы. Опыт первого применения эжекторов показал, что для обеспечения продолжительной и устойчивой их работы необходимо располагать значительным свободным перепадом давлений. Кроме того, наличие значительного свободного перепада давления (когда струя высоконапорного газа разгоняется до сверхзвуковых скоростей) позволяет применить для расчета проточной части эжекторов достаточно хорошо разработанную методику расчета так называемых эжекторов больших перепадов.

Следующий этап освоения эжекторной техники на Уренгое – внедрение эжекторов ЭГ-9 на валанжинской УКПГ-2В, также конструкции ВНИИГАЗа. Их внедрение было вызвано острой необходимостью решения проблемы утилизации газов разгазирования и деэтанализации конденсата, поступающего на Уренгойский завод по переработке газового конденсата (ЗПГК). Уренгойский ЗПГК территориально располагается в непосредственной близости с УКПГ-2В. Из-за отставания строительства и ввода ДКС ЗПГК газы дегазации и деэтанализации конденсата временно сжигались на факелах, снижая экономические показатели работы ЗПГК и ухудшая экологическую обстановку в районе г. Новый Уренгой.

Эжекторы ЭГ-9 были установлены взамен дросселирующих устройств на технологических линиях установки низкотемпературной сепарации газа УКПГ-2В. На начальном этапе внедрения схемы эжектирования потоков газа низкого давления с завода возникли трудности с подбором геометрии проточной части эжекторов ЭГ-9, смонтированных на шести технологических нитках УКПГ-2В. Ретроспективно анализируя причины этих трудностей, сейчас их можно отчасти объяснить недостатками несколько устаревшей

“Инженерной методики расчета сверхзвуковых оптимальных эжекторов”, разработанной ВНИИГАЗом в основном в 60–70-е годы с использованием таблиц газодинамических функций идеального газа и дополненной впоследствии эмпирическими правилами, позволяющими до некоторой степени учесть отклонения термодинамических свойств реального природного газа от идеального. Неучет в должной мере реальных свойств природного газа привел к существенному отличию фактических параметров работы эжекторов от расчетных (по степени сжатия и давлению смеси – порядка 6 %, по геометрическим размерам проточной части – до 10 %, по расходу высоконапорного газа – на 17–20 %).

Указанные трудности были преодолены в основном опытным путем. Пуск в работу эжекторов ЭГ-9 на УКПГ-2В позволил ежедневно возвращать в основной поток от 300 до 700 тыс. м³/сут газа дегазации. Впоследствии, по мере увеличения объема переработки конденсата заводом, объем газа, эжектируемого по этой схеме, превышал 1 млн. м³/сут. Так, за 1986 г. было эжектировано 409 млн. м³ (~1,1 млн. м³/сут). Газ деэтанализации завода, до пуска компрессорной станции сжигаемый на факеле, после пуска ДКС завода стал компримироваться в две ступени и направляться в газопровод. Слабым звеном здесь оказалась двухступенчатая схема компримирования газа на заводе: она не отличалась высокой надежностью из-за частых поломок поршневых компрессоров МК-8, трудностей с запчастями и отсутствия резерва. Кроме того, постепенное сокращение фонда действующих скважин по УКПГ-2В существенно снизило возможности по эжектированию газа дегазации конденсата, поступающего с ЗПГК. Эти обстоятельства привели к необходимости совершенствования технологической схемы эжектирования.

Усовершенствованная схема эжектирования газов дегазации и деэтанализации ЗПГК была пущена в работу в октябре 1989 г. Изменение технологии заключалось в том, что газы разгазирования и газ деэтанализации объединялись и общим потоком подавались на прием первой ступени ДКС. Затем, пройдя последовательно АВО ДКС первой ступени и АВО второй ступени сжатия, смесь газов направлялась непосредственно на прием эжекторов ЭГ-9 УКПГ-2В, минуя вторую ступень сжатия. Таким образом, из технологической схемы удалось исключить вторую ступень компримирования ДКС завода, тем самым (за счет появления резерва) существенно повысив надежность работы первой ступени компримирования. За счет повышения давления в линии всасывания эжекторов их производительность существенно возросла и составила ~4 млн. м³/сут. Следует отметить надежность и стабильность работы эжекторов в рамках указанной технологии и отсутствие необходимости их технического обслуживания в течение многих лет. Только за три первых года использования (1990–1992 гг.) данной схемой было утилизировано 3650 млн. м³ газа. Впоследствии, в связи с уменьшением объема обрабатываемого на ЗПГК конденсата, количество газа эжекции несколько снизилось и в настоящее время составляет около 800 млн. м³ газа в год. С 1997 г. по этой же схеме утилизируется часть нефтяного газа, поступающего с нефтепромысла.

К недостаткам реализованной технологической схемы эжектирования можно отнести некоторое повышение температуры НТС в теплое время года (при отключении АВО ДКС). Для ослабления этого негативного эффекта специалистами Уренгойгазпрома было предложено включить в технологию узел предварительного охлаждения эжектируемого газа потоком нестабильного конденсата из низкотемпературных сепараторов УКПГ-2В. Такая моди-

фицированная технология была пущена в работу в 1995 г. и показала свою эффективность.

Важнейшим направлением применения эжекторной техники на Уренгойском месторождении было внедрение процесса частичного разгазирования нестабильного конденсата непосредственно на валанжинских УКПГ (на установках НТС).

Растворенный в нестабильном конденсате газ, выделяясь по трассе межпромыслового конденсатопровода, приводит к двухфазному транспорту нестабильного конденсата, пульсациям и существенно нарушает стабильность конденсатопровода. Рост перепада давлений по конденсатопроводу ведет к ограничению добычи газа и конденсата по УКПГ. Пуск эжекторов на валанжинских УКПГ позволил разгрузить конденсатопроводы от балластного газа и стабилизировать режим их работы, снизить давление сепарации низкотемпературной ступени, приблизив его к давлению максимальной конденсации, и несколько понизить температуру НТС (как следствие – повысить удельный выход нестабильного конденсата), а также снизить нагрузку на первую ступень ДКС ЗПГК. В соответствии с этой технологической схемой весь конденсат из разделителей первой и второй ступеней УКПГ собирается в один коллектор и направляется в буферный разделитель (разделитель третьей степени), давление в котором поддерживается на минимальном уровне, но достаточном для транспортировки конденсата по конденсатопроводу. Выделившийся в буферном разделителе газ направляется на эжектор, разгазированный конденсат – в межпромысловый конденсатопровод. Анализ и оптимизация работы продуктопроводов нестабильного конденсата на Уренгойском месторождении впоследствии и позволили специалистам ВНИИГАЗа при проектировании новых промысловых установок акцентировать внимание на целесообразности транспортирования нестабильного конденсата в однофазном состоянии, а также включать эжекторы в технологию на стадии проектирования обустройства газоконденсатных месторождений.

В апреле 1988 г. указанная технологическая схема была пущена в эксплуатацию на УКПГ-5В, в феврале 1989 г. – на УКПГ-8В, в марте 1991 г. – на УКПГ-1АВ. При внедрении схемы на УКПГ-1АВ отмечались некоторые трудности с выбором давления дегазации конденсата в разделителе третьей степени. Дело в том, что загрузка по сырью ЗПГК регулируется изменением степени открытия клапана на приеме нестабильного конденсата с УКПГ-1АВ. По этой причине наблюдались значительные колебания давления на узле замера конденсата УКПГ-1АВ (1 МПа за смену и более). Для максимального увеличения степени разгазирования конденсата на УКПГ-1АВ была внедрена схема автоматического регулирования давления дегазации в зависимости от уровня конденсата в буферном разделителе. В результате независимо от давления в конденсатопроводе расход газа эжекции автоматически поддерживается на максимально возможном для данного давления уровне. Тем самым максимально снижается поступление растворенного газа в конденсатопровод и максимально уменьшается нагрузка ДКС завода.

Всего же начиная с 1988 г. на УКПГ-5В, 8В и 1АВ было эжектировано более 4 млрд. м³ газа. Следовательно, на эту же величину было уменьшено количество газа, дожимаемое ДКС завода.

Помимо эжектирования газов дегазации нестабильного конденсата в Уренгойском газопромысловом управлении эжекторы используются для эжектирования газа дегазации метанольной воды. В 1990 г. на УКПГ-8В

была пущена в работу система двухступенчатой дегазации метанольной воды с возвратом газа дегазации первой ступени в основной поток эжектором ЭГ-9. Если ранее насыщенная газом при давлении ~7 МПа метанольная вода разгазировалась в парке метанола через дыхательные клапаны, увеличивая потери газа и загрязняя окружающую среду, то в настоящее время газ дегазации первой ступени забирается эжектором при давлении примерно 3 МПа. Более того, если ранее в парке метанола непрерывно накапливался конденсат, попадающий туда с метанольной водой, и освобождение парка метанола от конденсата являлось достаточно трудоемкой задачей, то в реализованной схеме этот конденсат поступает на эжектор. Кроме того, конденсат, поступающий в дренаж с разделителей, также направляется на эжектор, где распыляется сверхзвуковым потоком высоконапорного газа. В результате этого за счет сорбции в потоке увеличивается удельный выход нестабильного конденсата по технологической нитке, а также снимается проблема откачки дренажных емкостей, таким образом, уменьшается загрязнение окружающей среды.

С вовлечением в разработку нефтяных оторочек на Уренгойском ГКНМ возникла проблема утилизации нефтяных газов низкого давления. Одним из возможных путей решения данной проблемы могло стать освоение процесса многоступенчатого эжектирования низконапорного газа с использованием двухступенчатых эжекторов ЭД-1 конструкции ВНИИГАЗа. Подобная схема в течение ряда лет внедрялась на УКПГ-5В. В соответствии с первоначальным проектом нефтяной газ по трубопроводу диаметром 273 мм направлялся на прием эжектора предварительного сжатия. В качестве высоконапорного газа в эжектор предварительного сжатия направлялся газ выветривания из четырех разделителей первой ступени давлением 7,5 МПа. Дожатый до давления 1,2–1,5 МПа газ распределялся на четыре двухступенчатых эжектора ЭД-1, дожимался до давления 7,5 МПа и направлялся в межпромысловый газопровод. В ходе работ по пуску системы эжектирования первоначальная схема неоднократно видоизменялась. В самом начале из схемы был исключен один из эжекторов ЭД-1 в связи с тем, что на технологической нитке № 3, где планировалось его установить, ранее уже был смонтирован эжектор ЭГ-9 для эжектирования газа разгазирования нестабильного конденсата. Следующим изменением схемы была замена эжектора предварительного сжатия ЭГ-1 на эжектор ЭГ-9, при этом эжектор ЭГ-1 устанавливался в качестве дополнительного к действующему эжектору ЭГ-9. При следующем изменении схемы было предложено использовать в качестве эжектора предварительного сжатия эжектор ЭД-1. Все эти изменения были связаны со значительными затратами средств и существенно усложняли схему эжектирования, при этом какого-либо ощутимого улучшения параметров ее работы отмечено не было. Основная причина – неудачная конструкция эжекторов типа ЭД-1 и низкое качество изготовления деталей проточной части эжектора. В частности, недопустимо был увеличен угол раскрытия диффузора, неверно выбран диаметр камеры смешения второй ступени. Негативное влияние оказали сварочные швы, выступающие внутрь изделия, недостаточное сечение для прохода газа эжекции к первой ступени эжектирования и ряд других.

ВНИИГАЗом предпринимались определенные попытки доработать конструкцию двухступенчатого эжектора, однако разрежения ниже 2,9 МПа достичь не удалось. Тем не менее был накоплен опыт проектирования двухступенчатых эжекторов, который впоследствии привел к более удачным разработкам (см. ниже).

В связи с полученными не вполне позитивными результатами значительные надежды по эжектированию нефтяного газа возлагались на оригинальный многоступенчатый многосопловой эжектор ЭММ-1 конструкции В.Т. Харитонов, смонтированный на технологической нитке № 4 УКПГ-5В. В ходе испытания на воздухе восьмиступенчатого эжектора ЭММ-1, проведенного в ЦАГИ, степень сжатия при достаточно малых коэффициентах эжекции превышала 125, а при закрытой задвижке на линии газа низкого давления достигала 140. Таким образом, при испытаниях на воздухе были получены рекордные показатели, тогда как для эжектирования нефтяного газа вполне достаточно было бы и коэффициента эжекции, равного 20. Однако, несмотря на длительный этап доводки, многочисленные изменения геометрических размеров проточной части и варьирование распределения потока высоконапорного газа по ступеням эжектирования, достичь разряжения в линии низконапорного газа ниже 0,9 МПа так и не удалось. Объясняется это, по всей вероятности, несовершенством методики расчета многоступенчатых эжекторов, недостаточным учетом реальных свойств природного газа и, как главный фактор, наличием жидкой фазы (углеводородного конденсата) в потоке газа, поступающего в эжектор. Совершенствование методик расчета многоступенчатых эжекторов больших перепадов с учетом реальных свойств природных газов и двухфазности потоков как высоконапорного, так и низконапорного газа требует последовательной и более глубокой теоретической проработки. Начальный этап такой проработки представлен в следующем разделе 8.3.6, где изложена теория обобщенных показателей адиабаты реального газа.

Далее на УКПГ-2В в 1992 г. была смонтирована и пущена в работу схема двухступенчатого эжектирования попутного нефтяного газа. В качестве эжектора предварительного сжатия использовался эжектор ЭГ-9, на выходе из которого нефтяной газ смешивался с газами дегазации и деэтанзации конденсата, поступающими с ДКС ЗПГК, и общим потоком направлялся на прием четырех эжекторов ЭГ-9 технологических ниток УКПГ-2В. В связи с тем, что количество поступающего нефтяного газа существенно превысило расчетное, давление на выкиде компрессоров первой ступени сжатия ДКС ЗПГК заметно выросло. Это привело к увеличению объема газа деэтанзации, сжигаемого на факеле ЗПГК. Кроме того, после пуска в работу системы двухступенчатого эжектирования нефтяного газа значительно повысилась температура НТС на технологических нитках УКПГ-2В. По этим причинам работа системы двухступенчатого эжектирования нефтяного газа на УКПГ-2В была остановлена.

В июле 1996 г. на УКПГ-2В были проведены опытно-промышленные испытания принципиально нового поколения эжекторов – эжектора Э-548 конструкции ВНИИГАЗа, изготовленного на Воронежском механическом заводе. Достигнутый в ходе проведения испытаний коэффициент восстановления полного давления смеси, равный 0,96, превышает соответствующий показатель ранее применявшихся на Уренгойском месторождении эжекторов, свидетельствует о совершенстве газодинамической схемы эжектора и высоком техническом качестве его изготовления. В конструкцию эжектора Э-548 ВНИИГАЗом заложены новые принципы, позволяющие существенно упростить и облегчить процесс его доводки и замены элементов проточной части. В эжекторах новой серии при замене деталей проточной части отсутствует необходимость отсоединения подводных и отводящих трубопроводов высоконапорного и низконапорного газов, а также демонтажа корпуса эжектора.

Одной из целей проведения испытаний была проверка степени сходимости расчетных и фактических показателей работы эжекторов новой серии перед поставкой их по контракту во Вьетнам для эжектирования нефтяного газа, получаемого при дегазации нефти, добываемой с морских платформ. В ходе проведенных испытаний и доводки эжектора Э-548 были получены хорошие результаты сходимости уточненных расчетных формул с фактическими параметрами работы эжектора Э-548.

Опытный эжектор ЭГ-2 подобного же класса, разработанный фирмой “Галион” (НПО “Энергомаш”), был испытан на Ямбургском месторождении (УКПГ-1В). Данный эжектор является комбинированным устройством, допускающим одно- и двухступенчатую его сборку. Эксплуатационные характеристики эжектора ЭГ-2: уменьшенные габариты (в два раза по сравнению с ЭГ-9), удобство сборки и разборки эжектора, номинальная производительность до 5 млн. м³/сут, степень сжатия 2–2,5, коэффициент эжекции 0,06–0,07, давление высоконапорного газа – 9–12 МПа, давление разряжения – 1,4–1,5 МПа (в одноступенчатой сборке) и 5,5 МПа (в двухступенчатой сборке). В двухступенчатой сборке эжекторы ЭГ-2 принципиально позволяют утилизировать газ низкого давления до давления 2–2,5 МПа.

В связи с включением в технологическую схему НТА на УКПГ-1В Ямбургского месторождения новых эжекторов ВНИИГАЗ и Ямбурггаздобыча провели анализ трех вариантов работы эжекторов и турбодетандеров:

в зимнее время эжекторный автономный вариант с выключенным из работы турбодетандером;

в летнее время – турбодетандерный вариант;

режим параллельной работы турбодетандера и эжектора с применением эжекторов новых типов.

Анализ показал, что в летнее время года при примерно равном распределении потока газа между турбодетандером и сверхзвуковым эжектором ЭГ-2 обеспечивается температура смеси газов после эжектора от –20 до –25 °С. Таким образом, режим работы установки НТА поддерживается на приемлемом уровне в летнее время, и при этом обеспечивается утилизация газов дегазации.

Базируясь на опыте применения эжекторов Э-548 и ЭГ-2, ВНИИГАЗ разработал конструкторскую документацию на нормальный ряд одно- и двухступенчатых эжекторов нового поколения, отличающихся большей эффективностью, пониженными габаритами и удобной в эксплуатации конструкцией (при замене сопла и камеры смещения не требуется расстыковка фланцевых соединений на линиях низко- и высоконапорного газов). Эжекторы новых типов предназначены для применения на вновь проектируемых установках подготовки конденсатсодержащего газа, а также на ПХГ.

Значительный опыт, накопленный на Уренгойском промысле в результате многолетней эксплуатации эжекторов, позволяет специалистам Уренгойгазпрома конструировать и изготавливать эжекторные устройства собственных разработок. Так, в 1991 г. в УГПУ был сконструирован и изготовлен малогабаритный эжектор для эжектирования газов дегазации конденсата опытной установки получения дизельного топлива. В качестве корпуса эжектора был использован корпус задвижки ЗМС1-100/210 от фонтанной арматуры. Внедрение этого эжектора позволило возвращать в основной поток 13 тыс. м³ газа разгазирования в сутки с начальным давлением 1,7 МПа.

Следующим этапом расширения сферы применения газовых эжекторов на Уренгойском месторождении было изготовление малогабаритного газового

эжектора конструкции Уренгойгазпрома для монтажа в обвязке скважины с целью интенсификации добычи продукции низконапорной скважины за счет энергии высоконапорной скважины того же куста газовых скважин.

Актуальность применения кустовых эжекторных устройств вызвана следующими причинами.

1. С вступлением газоконденсатного месторождения в завершающую стадию разработки существенным образом обостряются проблемы, связанные с накоплением жидкости на забоях эксплуатационных скважин. Закономерное снижение дебитов скважин по мере падения пластового давления, увеличение поступления воды с газом ведут к тому, что скорость газа у башмака НКТ падает ниже значения, при котором обеспечивается вынос жидкости (газового конденсата и пластовой воды) с забоя и происходит так называемое самоглушение скважины.

2. Кустовая схема размещения скважин, принятая в качестве типового решения на северных месторождениях, приводит к ряду негативных последствий. В этом случае существенно затруднен дистанционный контроль за параметрами работы отдельных скважин куста, подключенных к общему газосборному коллектору. При кустовом размещении скважин дебит каждой скважины куста определяется давлением в общем газосборном коллекторе. При этом из-за различий в добывных возможностях скважин одного куста и составе добываемой продукции (наличие-отсутствие пластовой воды) отдельные скважины куста зачастую уже не способны работать в общий ГСК при существующем в нем давлении. Так называемые низкодебитные скважины периодически останавливаются из-за скопления жидкости (газовый конденсат и пластовая вода) на забое и гидратных пробок в НКТ. Пуск в работу остановившейся скважины связан со значительными трудовыми затратами и привлечением спецтехники. Отработка скважины на факел куста для вывода на режим сопровождается определенным загрязнением окружающей среды.

3. Подобная проблема актуальна не только для кустов газоконденсатных скважин, но и для кустов скважин, разрабатывающих залежи тощих газов. Тем более, что в настоящее время превалирует тенденция проектирования значительного количества скважин в кустах (в ряде случаев – более двадцати), пробуренных на разные эксплуатационные объекты.

Насколько сейчас остра эта проблема для Уренгойского месторождения, можно осознать, сопоставив некоторые цифры. В настоящее время 28,5 % от общего эксплуатационного фонда валанжинских скважин простаивает: 11,5 % простаивающих скважин находятся в подземном или капитальном ремонте, 42,5 % – в ожидании подземного или капитального ремонта. Еще 10,5 % простаивающих скважин – низкодебитные, ожидающие перевода в графу “ожидание капремонта”, 26,5 % – скважины, не способные работать в шлейф самостоятельно (т.е. ожидающие завершения проведения подземного или капитального ремонта другой скважины куста), и низкодебитные скважины, по которым уже проведены работы по интенсификации притока, водоизоляции и т.п., которые однако не способны работать в общий газосборный коллектор и простаивают в ожидании принятия более кардинальных технических решений (например, в ожидании строительства низконапорной сети сбора валанжинского газа, подключения ДКС).

Варианты использования эжекторов для пуска в работу простаивающих низкодебитных скважин рассматривались и ранее, однако внедрение данной технологии сдерживалось из-за следующих факторов:

отсутствия средств на проведение масштабных переобвязок кустов газовых скважин;

отсутствия эжекторов, пригодных для монтажа и работы в обвязке куста газовых скважин;

отсутствия согласованных с генпроектировщиком схем изменения проектной обвязки кустов газовых скважин.

Например, активно применяемые на Уренгойском месторождении эжекторы ЭГ-9 ни по расходу высоконапорного газа (1–10 млн. м³/сут), ни по предельным значениям рабочего давления и температуры ($p_{\max} = 16$ МПа, $T_{\min} = -30$ °С) не были пригодны для монтажа в обвязке куста валанжинских газовых скважин.

Отмеченные проблемы принципиально решены специалистами Уренгойгазпрома. Была предложена конструкция малогабаритного газового эжектора, специально разработанного для монтажа в обвязке куста валанжинских газовых скважин. Корпусом эжектора служит стандартный тройник 2–80×80, сталь марки 09Г2С ($p_p = 32$ МПа, $T_{\min} = -60$ °С), габариты и масса которого позволяют монтировать его в обвязке куста без забивки дополнительных свай под опоры. Малые размеры и простота конструкции проточной части эжектора позволяют изготовить его в условиях ремонтных мастерских газопромышленного предприятия. По схеме установки эжектора было предложено монтировать эжектор в обвязке высоконапорной скважины на месте существующего тройника подключения факельной линии куста. Такое размещение эжектора позволило отказаться от проведения каких-либо дополнительных переобвязок трубопроводов куста газовых скважин и тем самым существенно уменьшить затраты на внедрение. Схема эжектирования пускается в работу простым переключением низконапорной скважины в факельный коллектор и открытием факельной задвижки в обвязке высоконапорной скважины.

Для проведения эксперимента по эжекторной интенсификации притока была выбрана длительно простаивающая низкодебитная скважина одного из кустов УКПГ-8В. В качестве высоконапорной скважины выбрана высокодебитная скважина того же куста. Промысловые испытания показали высокую эффективность рассматриваемой технологии.

В настоящее время Уренгойским филиалом ВНИПИГаздобычи согласованы рабочие чертежи узлов эжекции по всем кустам валанжинских скважин, на которых происходит добуривание скважин первого объекта эксплуатации. При этом в обвязку куста проектным институтом заложен дополнительный коллектор диаметром 114 мм для сбора газа низконапорных скважин куста. Использование указанного коллектора позволяет также значительно расширить диапазон исследований скважин на газоконденсатность, проводимых без выпуска газа в атмосферу. Генпроектировщиком также согласована предложенная специалистами Уренгойгазпрома схема подключения передвижного исследовательского газосепаратора, газ из которого не сжигается на факеле куста, а поступает в коллектор эжектирования и далее через устьевые эжекторы направляется на УКПГ.

Ранее авторы так подробно остановились на этапах применения эжекторной техники на Уренгойском ГКМ для того чтобы проиллюстрировать на этом неординарном примере, какие подчас совершенно неожиданные трудности приходится преодолевать разработчикам новой техники при внедрении и доведении ее до оптимальных технологических показателей.

Многолетний опыт использования эжекторов позволяет наметить пути возможного расширения областей применения эжекторной техники в ПО

Уренгойгазпром. Выделим в качестве наиболее перспективных следующие направления использования эжекторной техники.

1. Увеличение добычи нефти из малодобитных скважин. Могут быть рассмотрены устройства, монтируемые как на устье скважины, так и в составе подземного скважинного оборудования. При этом в качестве активного потока может использоваться как газ, так и нефть.

2. Сокращение потерь газов дегазации нефти и газов стабилизации конденсата. В частности, могут быть рассмотрены жидкостно-газовые эжекторы либо насосно-эжекторные установки.

3. Создание устройств для циклических воздействий на пласт с целью интенсификации притока пластового флюида к забою и приобщения к работе ранее не дренировавшихся пропластков. При этом необходимо учитывать опыт, накопленный в других производственных объединениях при внедрении сходных устройств. Так, в ПО Нижневартовскнефтегаз средний приток дебита на одну скважино-операцию при воздействии на призабойную зону пластов мгновенными циклическими депрессиями-репрессиями, создаваемыми с помощью струйных насосов, составил 14,6 т/сут.

4. Освоение скважин (постепенное понижение плотности столба жидкости в скважине путем замены ее пеной при вызове притока жидкости и газа при помощи эжекторов).

5. Промывка (очистка) призабойной зоны поглощающих (нагнетательных) скважин.

6. Создание эжекторных устройств для интенсификации массообменных процессов (сорбции в потоке) на валанжинских УКПГ.

7. Создание принципиально новых газодинамических эжекторов-сепараторов, позволяющих использовать холод незаторможенного сверхзвукового потока для увеличения выхода нестабильного конденсата.

8. Бескомпрессорная аэрация промышленных и хозяйственных стоков при помощи водовоздушных эжекторов.

9. Откачка воды из заглубленных емкостей, колодцев, приямков, из приустьевых воронок скважин, кранов МПК и т.д. при помощи газоводяных или пароводяных эжекторов.

В настоящее время комплекс указанных вопросов разрабатывается в Уренгойгазпроме при участии ВНИИГАЗа. Разработка нового поколения газодинамических устройств несколько сдерживается отсутствием надежных методик расчета струйной техники с двухфазными активным и пассивным потоками природного газа.

Особое значение сейчас приобретает оптимизация работы кустов газовых и газоконденсатных скважин с использованием малогабаритных устьевых эжекторных устройств – регуляторов работы кустов скважин. Разработка нормального ряда подобных устройств, которые можно назвать эжекторными регуляторами, с указанием сферы их применения позволит по-новому поставить вопросы разработки многопластовых месторождений, оптимизируя в определенной степени потери пластовой эксергии на устьях скважин. Имеется в виду активное применение подобных регуляторов с самого начала освоения месторождения. Образно говоря, кустовые эжекторные регуляторы – это именно те устройства, которые позволяют увязать разработку продуктивных горизонтов многопластовых месторождений с наземными системами обустройства и создают предпосылки для оптимизации единой системы пласт – кусты скважин – коллекторы – установка промысловой подготовки газа.

8.3.6

ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ИНЖЕНЕРНЫХ МЕТОДИК РАСЧЕТА ГАЗОДИНАМИЧЕСКИХ УСТРОЙСТВ

Как уже отмечалось, надежность инженерных методик расчета газодинамических устройств может приводить к неоптимальным технологическим решениям. Проведенный авторами анализ проблемы показал, что имеются некоторые чисто “внутренние причины” для этого – недостаточно полный анализ понятия показателя изоэнтропы (адиабаты) реального газа. Термодинамическое рассмотрение данного вопроса выполнено в серии работ. Ниже кратко воспроизводятся результаты этих методических работ, поскольку их использование во многих практически интересных случаях позволяет разработать инженерные методы расчета газодинамических устройств повышенного класса точности.

Исходя из общих термодинамических соображений, было показано, что традиционное определение показателя адиабаты (или изоэнтропы) k для реального газа представляется в теоретическом смысле неполным, а в практическом отношении совершенно недостаточным. Более целесообразно ввести в рассмотрение тройку взаимосвязанных (названных каноническими) показателей изоэнтропы k , ϵ , δ в соответствии с определениями:

$$k = \frac{V}{p} \left(\frac{\partial p}{\partial V} \right)_S; \quad \frac{\epsilon - 1}{\epsilon} = \frac{p}{T} \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_S; \quad \delta - 1 = -\frac{V}{T} \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_S, \quad (8.26)$$

где p , V , T – соответственно давление, удельный объем и температура, а производные берутся при постоянной энтропии S . Особенность определения показателей k , ϵ , δ по (8.26) состоит в том, что при переходе от идеального к реальному газу остается инвариантной форма записи уравнений адиабаты Пуассона (в области изменения переменных p , V , T , когда эти показатели можно считать мало меняющимися):

$$pV^k \approx \text{const}; \quad T^\epsilon / p^{\epsilon-1} \approx \text{const}; \quad TV^{\delta-1} \approx \text{const}. \quad (8.27)$$

Одновременное рассмотрение сразу трех взаимосвязанных показателей адиабаты реального газа (вместо только одного показателя: k либо реже ϵ) и дало возможность конструктивно завершить термодинамический анализ определений и соотношений для показателей адиабаты. При этом были подробно рассмотрены взаимосвязи между каноническими показателями и получены удобные термодинамические формулы с целью возможности практического использования этих новых показателей.

Взаимосвязь между каноническими показателями адиабаты определяется следующим соотношением:

$$k = \frac{(\delta - 1)\epsilon}{(\epsilon - 1)}.$$

Анализируя зависимости указанных показателей от давления и температуры для метана и ряда других практически важных газов, можно сформулировать следующие выводы:

при фиксированной температуре с возрастанием давления показатели k и δ увеличиваются, тогда как показатель ϵ сначала несколько возрастает проходя через максимум, затем достаточно быстро уменьшается и, наконец,

при дальнейшем повышении давления начинает снова незначительно возрастать, так что в области очень высоких давлений (при $p \geq (9+10)p_{кр}$ кривая $\epsilon = \epsilon(p)$ проходит через пологий минимум;

качественные изменения в поведении показателей адиабаты имеют место при переходе через область максимумов теплоемкостей (C_p и C_V) газовой фазы – в этой области параметров p , T показатели k и δ начинают более резко возрастать, а показатель ϵ проходит через пологий максимум и затем довольно быстро убывает;

диапазон изменения k оказывается существенно большим, чем ϵ и δ , в то же время с ростом приведенной температуры скорость изменения всех показателей как функций давления уменьшается;

однако в области слабой неидеальности газовой фазы (при $p \leq p_{кр}$ и коэффициенте сжимаемости $z > 0,7+0,75$) показатель k меняется незначительно (всего на несколько процентов от среднего значения, причем k меняется даже меньше, чем ϵ и δ); разумеется, в подобных случаях можно эффективно применять традиционный показатель k (что на практике и делается), однако уже при умеренной неидеальности газовой фазы k начинает меняться весьма заметно, тогда как показатели ϵ и δ все еще изменяются слабо.

В целом из проведенного численного анализа можно сделать вывод о том, что эффективное использование традиционного показателя адиабаты k возможно лишь в области слабой неидеальности газовой фазы, в то же время уже при умеренной неидеальности газовой фазы целесообразно применять в инженерных термодинамических расчетах наряду с показателем k также более новые и относительно мало меняющиеся показатели ϵ и δ .

С тем, чтобы конкретизировать заключения относительно сферы применимости показателей ϵ и δ , целесообразно детально исследовать их поведение вдоль изоэнтроп (линий постоянной энтропии). Из рассмотрения проведенных расчетов можно заключить, что в практически интересной области температур и давлений ($p < 25$ МПа, 240 К $< T < 350$ К) показатели адиабаты ϵ и δ меняются вдоль изоэнтроп в пределах ≈ 5 % от средних значений, в том же диапазоне параметров p и T показатель k изменяется существенно больше. Аналогичная качественная картина изменения канонических показателей адиабаты имеет место не только для многоатомных (природных газов), но и для одноатомных (инертных) и двухатомных (азот, воздух) газов. В этой ситуации представляется весьма естественным разработать систему приближенных термогазодинамических соотношений для изоэнтропных процессов и течений неидеального газа, используя осредненные показатели ϵ и δ и при этом пытаясь добиться максимально возможной аналогии с известными соотношениями для идеального газа.

Для обоснования и реализации такого предложения прежде всего необходимо получить систему приближенных термогазодинамических соотношений изоэнтропных процессов и течений реального газа с использованием не только традиционного показателя k , но и показателей ϵ , δ . При этом естественно учесть возможности осреднения мало меняющихся показателей ϵ и δ , а также пытаться добиться максимально прозрачной аналогии с хорошо известными соотношениями газодинамики одномерного течения идеального газа.

Для получения соответствующих соотношений термогазодинамики реального газа необходимо прежде всего выразить изменения внутренней энергии и энтальпии через мало меняющиеся в изоэнтропных процессах показа-

тели ϵ и δ . Были получены соответствующие выражения для частных производных удельных энтальпии и энергии:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_S = zR\left(\frac{\epsilon}{\epsilon-1}\right); \left(\frac{\partial U}{\partial T}\right)_S = zR\left(\frac{1}{\delta-1}\right), \quad (8.28)$$

где z – коэффициент сжимаемости газа в уравнении состояния газа $pV = zRT$; R – удельная газовая постоянная, причем ее значение зависит от состава газовой фазы и задается для каждого газа (газовой смеси). С целью получения формул приращений энтальпии и внутренней энергии на изоэнтропах выражения (8.28) следует проинтегрировать. Учитывая, что показатели ϵ и δ мало меняются на изоэнтропах, соотношения (8.28) могут быть приближенно проинтегрированы следующим образом:

$$\Delta H = R \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{z\epsilon}{\epsilon-1}\right)_S dT = R \sum_i z_i \frac{\epsilon_i}{\epsilon_i-1} (T_{i+1} - T_i) \approx Rz \frac{\bar{\epsilon}}{\bar{\epsilon}-1} (T_2 - T_1); \quad (8.29)$$

$$\Delta U = R \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{z}{\delta-1}\right)_S dT = R \sum_i z_i \frac{1}{\delta_i-1} (T_{i+1} - T_i) \approx Rz \frac{1}{\bar{\delta}-1} (T_2 - T_1), \quad (8.30)$$

причем во многих случаях в качестве средних значений $\bar{\epsilon}$, $\bar{\delta}$ и \bar{z} можно брать их средние арифметические, т.е. $\bar{\epsilon} = (\epsilon_1 + \epsilon_2)/2$, $\bar{\delta} = (\delta_1 + \delta_2)/2$, $\bar{z} = (z_1 + z_2)/2$. Целесообразно сравнить приближенные соотношения для изменений энтальпии и энергии реального газа с подобными же отношениями для идеального газа:

$$\Delta H = R \frac{k_{ид}}{k_{ид}-1} (T_2 - T_1); \quad \Delta U = R \frac{1}{k_{ид}-1} (T_2 - T_1). \quad (8.31)$$

Видно, что интересующая авторов аналогия, по существу, полностью достигнута именно благодаря применению нетрадиционных показателей адиабаты ϵ и δ . В то же время и при использовании традиционного показателя адиабаты k могут быть получены аналоги формул (8.31) для реального газа:

$$\Delta H \approx R \frac{\bar{k}}{\bar{k}-1} (T_2 z_2 - T_1 z_1); \quad \Delta U = R \frac{1}{\bar{k}-1} (T_2 z_2 - T_1 z_1). \quad (8.32)$$

Забегая несколько вперед, отметим, что приближенные соотношения типа (8.32) вполне работоспособны (при правильном осреднении показателя k), однако они менее точны, чем соотношения (8.29) и (8.30).

Повторяя теперь порядок вывода стандартных формул одномерной газодинамики идеального газа и используя вместо соотношений (8.31) формулы типа (8.29), (8.30) и (8.32), несложно вывести и соотношения термодинамики реального газа. При этом можно получать как по существу точные соотношения (разбивая зону интегрирования на требуемое количество участков), так и эффективные приближенные соотношения (при осреднении значений ϵ , δ и z вдоль всего термодинамического процесса), причем последние (приближенные) соотношения оказываются вполне аналогичными известным соотношениям газодинамики идеального газа.

Также важно подчеркнуть, что показатели ϵ и δ (если, например, они заданы как функции температуры и давления) вместе с коэффициентом сжимаемости z полностью характеризуют реальный газ. Поэтому с исполь-

зованием этих показателей (строго говоря, с использованием любых двух из тройки канонических показателей k , ϵ , δ и какого-либо независимого от них термодинамического коэффициента, скажем, одного из безразмерных термических коэффициентов) можно записать уравнения энергии и движения для неизотермического течения природного газа в пластах (в призабойной зоне пласта), трубах и разнообразных газодинамических устройствах. Подобная “переформулировка” известных уравнений и соотношений оказывается полезной, поскольку расширяются возможности их приближенного интегрирования, а в ряде случаев могут быть получены достаточно простые и удобные инженерные формулы повышенного класса точности.

В табл. 8.49 дана сводка основных соотношений термогазодинамики изэнтропных процессов реального газа. Как было отмечено, вывод этих соотношений несложен: он основан на определениях соответствующих величин и приближенном интегрировании формул для частных производных удельных энтальпии и внутренней энергии, выраженных через канонические показатели изэнтропы. Следует подчеркнуть, что табл. 8.49 дает полную аналогию с соответствующими соотношениями термогазодинамики идеального газа.

Дадим некоторые самые необходимые пояснения к табл. 8.49. Единицы измерения входящих в таблицу величин: p – МПа; T – К; V – м³/кг; H , U – кДж/кг; S , C_V , C_p , R – кДж/(кг·К); W , a – м/с; уравнение состояния газа $pV = zRT$ (значение удельной газовой постоянной R определяется для каждого газа, например, для метана $R = 0,517\ 281$ кДж/(кг·К)). Индекс “0” относится к параметрам заторможенного потока, индекс “*” – к критическому сечению (где в потоке газа достигается скорость звука), M – безразмерное число Маха. Черта над безразмерным параметром и/или показателем означает среднее значение этой величины в рассматриваемом процессе. Как уже отмечалось, существенный момент здесь состоит в том, что для показателей адиабаты ϵ и δ в качестве средних величин в большинстве практически интересных случаев достаточно использовать их средние арифметические значения, тогда как осреднение более сильно меняющегося показателя k , по видимому, лучше проводить по формуле

$$\bar{k} = \frac{(\bar{\delta} - 1)\bar{\epsilon}}{\bar{\epsilon} - 1}, \quad (8.33)$$

с тем чтобы для средних величин \bar{k} , $\bar{\epsilon}$, $\bar{\delta}$ сохранялось то же соотношение, что и для исходных показателей k , ϵ , δ . Здесь еще хотелось бы обратить внимание на особую простоту приведенных в табл. 8.49 приближенных соотношений, в которых “задействован” и традиционный показатель адиабаты k , однако вид этих соотношений несколько отличается от “интуитивно” предполагаемого.

Переход от формул (см. табл. 8.49) к соотношениям термогазодинамики идеального газа при сохранении условия, что $k_{ид}$ является функцией температуры (а не постоянной величиной, как обычно полагается), осуществляется путем следующих формальных подстановок:

$$\xi \rightarrow 1, \quad \zeta \rightarrow 1, \quad \eta \rightarrow 1, \quad \bar{z} \rightarrow 1, \quad \bar{\epsilon} = \bar{\delta} = \bar{k} \rightarrow \bar{k}_{ид}, \quad k \rightarrow k_{ид}.$$

Если же показатель адиабаты идеального газа $k_{ид}$ принять не зависящим от температуры, т.е. положить $k_{ид} = k_{ид}$, то это приводит к дополнительным упрощениям, и в итоге, естественно, приходим к известным соотношениям

ТАБЛИЦА 8.49

Основные соотношения термодинамики реального газа

Показатели	Формула для реального газа
Изоэнтропы	$k = -\frac{V}{p} \left(\frac{\partial p}{\partial V} \right)_S$; $\frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon} = \frac{p}{T} \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_S$; $\delta - 1 = -\frac{V}{T} \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_S$
Схема усреднения показателей изоэнтропы (адиабаты)	$\bar{k} = \frac{(\bar{\delta} - 1)\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1} = \frac{\ln p_2/p_1}{\ln V_1/V_2}$; $\frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1} = \frac{\ln p_2/p_1}{\ln T_2/T_1}$; $\bar{\delta} - 1 = \frac{\ln T_2/T_1}{\ln V_1/V_2}$ $\bar{\varepsilon} \approx \frac{1}{2}(\varepsilon_1 + \varepsilon_2)$; $\bar{\delta} \approx \frac{1}{2}(\delta_1 + \delta_2)$
Схема усреднения вспомогательных параметров	$\bar{z} = \frac{1}{\Delta T} \int_{T_1}^{T_2} (z)_S dT \approx \frac{1}{2}(z_1 + z_2)$; $\bar{\xi} = \frac{(\bar{\varepsilon} - 1)}{\left(\frac{\bar{\delta} - 1}{\bar{\delta}} \right)}$; $\bar{\eta} = \frac{\bar{\delta} - 1}{\bar{\varepsilon} - 1}$; $\bar{\zeta} = \frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1} - \frac{1}{\bar{\delta} - 1}$
Конечные давления и температуры в изоэнтропном процессе	$p_2 = p_1(V_1/V_2)^{\bar{k}}$; $p_2 = p_1(T_2/T_1)^{\frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1}}$; $T_2 = T_1(p_2/p_1)^{\frac{\bar{\varepsilon} - 1}{\bar{\varepsilon}}}$ $T_2 = T_1(V_1/V_2)^{\bar{\delta} - 1}$
Термодинамическая скорость звука	$a = \sqrt{k p V} = \sqrt{\varepsilon \eta p V} = \sqrt{\frac{\delta p V}{\xi}}$; $a = \sqrt{k z R T} = \sqrt{\varepsilon \eta z R T} = \sqrt{\frac{\delta z R T}{\xi}}$
Изменение энтальпии в изоэнтропном процессе	$\Delta H = R \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{z \varepsilon}{\varepsilon - 1} \right)_S dT \approx R \bar{z} \frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1} (T_2 - T_1) \approx R \bar{z} \frac{\bar{\delta} (T_2 - T_1)}{\bar{\xi} (\bar{\delta} - 1)} \approx \frac{R \bar{z} \bar{\zeta} (T_2 - T_1)}{\bar{k} - 1}$ $\Delta H = R \int_{T_1 z_1}^{T_2 z_2} \left(\frac{k}{k - 1} \right)_S d(Tz) \approx R \frac{\bar{k}}{\bar{k} - 1} (T_2 z_2 - T_1 z_1)$
Скорость истечения	$W \approx \sqrt{2 R \bar{z} \frac{\bar{\varepsilon} T}{\bar{\varepsilon} - 1} \left(\frac{T_2}{T_1} - 1 \right)} \approx \sqrt{2 R \frac{\bar{k} T_1 z_1}{\bar{k} - 1} \left(\frac{T_2 z_2}{T_1 z_1} - 1 \right)}$
Изменение внутренней энергии в изоэнтропном процессе	$\Delta U = R \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{z}{\delta - 1} \right)_S dT \approx \frac{R \bar{z}}{\bar{\delta} - 1} (T_2 - T_1) \approx \frac{R \bar{z}}{(\bar{\varepsilon} - 1) \bar{\eta}} (T_2 - T_1) \approx \frac{R \bar{z} \bar{\zeta}}{\bar{k} - 1} (T_2 - T_1)$ $\Delta U = R \int_{T_1 z_1}^{T_2 z_2} \left(\frac{1}{k - 1} \right)_S d(Tz) \approx \frac{R (T_2 z_2 - T_1 z_1)}{\bar{k} - 1}$ $\Delta U = \Delta H - R \bar{z} \bar{\zeta} (T_2 - T_1) = \Delta H - R (T_2 z_2 - T_1 z_1)$
Критические параметры потока: температура T_* , давление p_* , удельный объем V_* , скорость a_*	$T_* \approx \left(\frac{2 \bar{z} \bar{\varepsilon}}{2 \bar{z} \bar{\varepsilon} + \bar{z}_* k_* (\bar{\varepsilon} - 1)} \right) T_0$; $p_* \approx \left(\frac{2 \bar{z} \bar{\varepsilon}}{2 \bar{z} \bar{\varepsilon} + \bar{z}_* k_* (\bar{\varepsilon} - 1)} \right)^{\frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1}} p_0$ $V_* \approx \left(\frac{2 \bar{z} \bar{\varepsilon}}{2 \bar{z} \bar{\varepsilon} + \bar{z}_* k_* (\bar{\varepsilon} - 1)} \right)^{\bar{\delta} - 1} V_0$; $a_* \approx \sqrt{\frac{2 R \bar{z} \bar{\varepsilon} T_0}{\bar{\varepsilon} - 1 + 2 \bar{z} \bar{\varepsilon} / k_*}}$
Отношение текущих параметров потока T, p, V к параметрам заторможенного потока T_0, p_0, V_0	$\frac{T_0 z_0}{T z} \approx 1 + \frac{k(\bar{k} - 1)}{2 \bar{k}} M^2$; $\frac{T_0}{T} \approx 1 + \frac{z}{z} \frac{k(\bar{\varepsilon} - 1)}{\bar{\varepsilon}} \frac{M^2}{2} \approx 1 + \frac{z}{z} \frac{k(\bar{\delta} - 1)}{\bar{k}} \frac{M^2}{2}$ $\frac{p_0}{p} \approx \left(1 + \frac{z}{z} \frac{k(\bar{\varepsilon} - 1)}{2 \bar{\varepsilon}} M^2 \right)^{\frac{\bar{\varepsilon}}{\bar{\varepsilon} - 1}}$; $\frac{V_0}{V} \approx \left(1 + \frac{z}{z} \frac{k(\bar{\varepsilon} - 1)}{2 \bar{\varepsilon}} M^2 \right)^{\frac{1}{\bar{\delta} - 1}}$
Работа расширения в изоэнтропном процессе	$L \approx R \bar{z} (T_1 - T_2) / (\bar{\delta} - 1) \approx R (T_1 z_1 - T_2 z_2) / (\bar{k} - 1)$ $L = \frac{R T_1}{\bar{\delta} - 1} \left[1 - (V_1/V_2)^{\bar{\delta} - 1} \right]$; $L = \frac{R T_1}{\bar{\delta} - 1} \left[1 - (p_2/p_1)^{\frac{\bar{\varepsilon} - 1}{\bar{\varepsilon}}} \right]$

газодинамики идеального газа (обсуждение которых дано во всех учебных пособиях по технической термодинамике и газодинамике). Следует также отметить, что в табл. 8.49 не представлены некоторые другие, часто используемые соотношения газовой динамики, выражаемые через приведенную скорость потока W/a_* , и лишь потому, что они оказываются несколько более громоздкими (так как в подобные формулы входят уже два типа средних показателей, поскольку с учетом определения величины W/a_* усреднение показателей адиабаты вдоль изоэнтропы приходится проводить здесь не только между T и T_0 , но и между T и T_*). Причем анализ показывает, что приближенные соотношения газовой динамики реального газа, выраженные через приведенную скорость потока, большого практического значения не имеют. Разумеется, в рамках изложенного методического подхода несложно вывести соответствующие формулы и для других стандартных задач одномерной газовой динамики применительно к реальному газу: скачков уплотнения, ударной адиабаты, приведенного удельного расхода газа и пр. (тем самым при необходимости дополнить сводку формул, приведенных в табл. 8.49).

Как ни удивительным может показаться, но приведенная система соотношений термогазодинамики реального газа, максимально приближенная к аналогичным соотношениям идеального газа, фактически получена впервые. Более того, анализируя техническую литературу по компрессорам, эжекторам и другим газодинамическим устройствам, можно обнаружить многочисленные примеры не вполне корректного и как бы “интуитивного обобщения” соотношений газодинамики идеального газа на реальный газ посредством формальной замены $k_{ид} \rightarrow k$, а также расстановкой в некоторые формулы коэффициента сжимаемости z (точнее, усредненного коэффициента z). Как наглядно видно (см. табл. 8.49), корректное обобщение стандартных соотношений одномерной газодинамики идеального газа на случай реального газа оказывается, хотя и не намного, но все же несколько сложнее, чем можно было бы предполагать априори, и, строго говоря, это обобщение потребовало введения новых (канонических) показателей адиабаты ϵ и δ , а также более внимательного обращения с обычным показателем k .

Наконец, нужно еще раз подчеркнуть, что приближенные соотношения термогазодинамики изоэнтропных процессов могут быть легко “превращены” в практически “точные” соотношения разделением процесса на соответствующее число участков. Например, “превращение” приближенного соотношения (приведенного в табл. 8.49)

$$\frac{T_0}{T} \approx 1 + \frac{z}{z} \frac{k(\bar{\epsilon} - 1)}{\bar{\epsilon}} \frac{M^2}{2}$$

в “точное” осуществляется следующим образом:

$$\frac{T_0}{T} \approx 1 + kz \frac{M^2}{2N} \sum_{i=1}^N \frac{\bar{\epsilon}_i - 1}{\bar{z}_i \bar{\epsilon}_i},$$

где N – число участков.

Следовательно, при определенной модификации (и ясно – какой именно) формулы табл. 8.49 можно использовать и для численного решения термогазодинамических задач (особенно это замечание относится к реальным процессам и течениям, рассмотрение которых целесообразно в рамках квазиодномерного подхода).

С целью качественной оценки “работоспособности” и границ применимости приближенных соотношений термогазодинамики реального газа авторы сопоставили расчеты приращения энтальпии по формулам

$$\Delta H \approx R\bar{z} \frac{\bar{\epsilon}}{\bar{\epsilon} - 1} (T_2 - T_1); \quad (8.34)$$

$$\Delta H \approx R \frac{\bar{k} - 1}{\bar{k}} (T_2 z_2 - T_1 z_1); \quad (8.35)$$

$$\Delta H \approx R \frac{R\bar{z}}{\bar{\delta} - 1} (T_2 - T_1) + R(T_2 z_2 - T_1 z_1) \quad (8.36)$$

со значениями ΔH для метана по эталонному уравнению состояния, при этом величины \bar{z} , $\bar{\epsilon}$, $\bar{\delta}$ брались как средние арифметические, а среднее значение показателя k определялось по формуле (8.33).

Некоторые расчеты представлены в табл. 8.50 для следующих значений энтропии S , кДж/(кг·К): 8,5, 9 и 9,5. Причем видно, что при увеличении энтропии результаты приближенных расчетов улучшаются, и это вполне ясно, так как газ начинает приближаться к идеальному состоянию. Напомним, что в реально интересующих нефтегазовую отрасль термодинамических процессах для природных газов (по составам, близким к чисто метановым) значения энтропии $S > 8,7$ кДж/(кг·К). Анализируя результаты подобных расчетов (и не только для метана), нашли, что приближенные формулы (8.34), (8.35) и (8.36) весьма и весьма неплохие, причем формула (8.34) в целом “работает” несколько лучше, чем формула (8.35), а формула (8.36) вообще может быть оценена как “замечательная” в смысле точности, однако она более громоздкая. Для метана в рамках принятой схемы осреднения показателей и при допустимой погрешности ~1 % формула (8.34) применима вплоть до разности температур $\Delta T = T_2 - T_1 \approx 60 \div 70$ К (что соответствует изменению давления в изоэнтропном процессе в три и более раза), в то же время формула (8.35) обеспечивает такую же погрешность в основном при ΔT не более 30–50 К. Подчеркнем, что работоспособность формулы (8.35) несколько увеличилась вследствие принятой схемы осреднения показателя k . Особо нужно отметить, что для метана при ΔT вплоть до ~20–30 К и при $S > 8$ кДж/(кг·К) уже формула (8.35) обеспечивает очень малую погрешность, в среднем всего ~0,3–0,4 %. Обратим внимание и еще на один момент: вместо приведенных выше приближенных соотношений не следует использовать иногда неявно встречаемую в технической литературе формулу

$$\Delta H \approx \bar{z} R \frac{\bar{k} - 1}{\bar{k}} (T_2 - T_1), \quad (8.37)$$

на первый взгляд являющуюся как бы “очевидным” обобщением формулы приращения энтальпии идеального газа на реальный газ. Результаты расчетов по соотношениям (8.34) и (8.37) применительно к метану зачастую могут различаться на 30–50 % и более (что, впрочем, понятно, поскольку показатели адиабаты \bar{k} и $\bar{\epsilon}$ в реальных практических ситуациях различаются между собой как минимум на 10–20 % – это наглядно видно при рассмотрении численных данных по каноническим показателям адиабаты.

Любопытно также отметить, что для метана при $S > 8,5$ кДж/(кг·К) (т.е. именно в области интересующих нефтегазопромысловую практику тер-

ТАБЛИЦА 8.50
Сопоставление приближенных формул для расчета приращения энтальпии
в изоэнтропных процессах

Температура, К		Эталонные данные по приращению энтальпии ΔH , кДж/кг	Расчет приращения энтальпии по формулам		
T_1	T_2		(8.34) через ϵ	(8.35) через k	(8.36) через δ
<i>Для $S = 8,5$ кДж/(кг·К)</i>					
200	240	52,5	53	51,9	52,6
200	260	80,9	82,3	78,6	81,1
200	280	111,9	115,3	109,5	113,2
200	300	146,5	152,8	143,7	149,2
240	280	59,4	59,7	59,2	59,5
240	300	94	95,1	93,9	94,6
240	350	203,8	209,7	206,9	208,3
260	300	65,6	65,7	66,2	65,9
260	350	175,4	178,1	178,2	178,1
<i>Для $S = 9$ кДж/(кг·К)</i>					
200	240	64,3	64,5	63,9	64,4
200	260	96,6	97,4	95,5	96,9
200	280	129,6	131,5	127,1	130,3
200	300	163,6	167,5	158,9	165,1
200	350	256,8	270,8	243,2	261,8
200	400	370,3	404,9	343,4	381,7
240	280	65,3	65,4	64,9	65,3
240	300	99,3	100	98,2	99,4
240	350	192,5	197,6	187,4	194,2
240	400	306	322,42	293,8	311,4
260	300	67	67,1	66,6	66,9
260	350	160,2	162,8	157,5	161
260	400	273,7	284,2	265,7	277
280	300	33,97	33,98	33,9	33,95
280	350	127,2	128,3	126	127,5
280	400	240,7	247,1	235,9	242,6
<i>Для $S = 8,5$ кДж/(кг·К)</i>					
200	240	74,4	74,5	74,2	74,45
200	260	111,6	112	111,4	111,9
200	280	149	150	148,5	149,6
200	300	186,9	189,8	183,3	188,1
200	350	284,9	290,2	279	287,3
200	400	391,2	408	372,8	398,2
240	280	74,6	74,7	74,5	74,7
240	300	112,5	113,3	111	112,7
240	350	210	213,1	207,6	211,7
240	400	316,9	325,4	305,4	319,7
260	300	75,31	75,41	75,19	75,35
260	350	173,4	174,8	171,5	173,9
260	400	279,7	285,4	271,2	281,4
280	300	37,9	37,88	37,9	37,9
280	350	136	136,6	135	136,2
280	400	242,3	245,9	236,6	243,2

мобарических параметров) формула (8.34) дает в основном несколько завышенное, а формула (8.35) – несколько заниженное значение приращения энтальпии, тогда как их среднее арифметическое оказывается существенно ближе к табличным (эталонным) значениям приращений энтальпии. Погрешность расчета приращений энтальпии с использованием такой дополнительной “эмпирической коррекции” формул (8.34) и (8.35) составляет всего ~0,3 % вплоть до $\Delta T \approx 70\div 90$ К. Это наводит на мысль не только о путях

введения эмпирических поправок к полученным приближенным формулам, но и о возможности “теоретического улучшения” канонических показателей адиабаты, иными словами, о существовании “промежуточных” между ϵ и k величин, близких по физическому смыслу к показателям адиабаты.

Действительно, детальный и всесторонний анализ расчетных данных по каноническим показателям изоэнтропы позволяет обнаружить новые и исключительно интересные направления дальнейшего расширения понятия “показателя адиабаты” с целью конструирования почти не меняющихся на изоэнтропах “обобщенных” показателей изоэнтропы, которые в некотором смысле и оказываются “промежуточными” между парами канонических показателей.

Введем, например, класс обобщенных показателей изоэнтропы с помощью следующих трех эквивалентных между собой определений:

$$\chi = -\frac{Vz^n}{pz^m} \left(\frac{\partial(pz^m)}{\partial(Vz^n)} \right)_S; \quad \frac{\chi-1}{\chi} = \frac{p}{Tz^l} \left(\frac{\partial(Tz^l)}{\partial(pz^m)} \right)_S; \quad \chi-1 = -\frac{Vz^n}{Tz^l} \left(\frac{\partial(Tz^l)}{\partial(Vz^n)} \right)_S, \quad (8.38)$$

где m, l, n – любые действительные числа, удовлетворяющие соотношению $m + n - l + 1 = 0$ (это соотношение и обеспечивает эквивалентность трех определений). Имеются и другие обобщения понятия показателя адиабаты, связанные с конкретными формами уравнений состояния (эти варианты обобщений здесь не рассматриваются).

Выделим важные частные случаи: $m = 0$ – соответствует промежуточным между k и ϵ обобщенным показателям; $l = 0$ – отвечает промежуточным между ϵ и δ показателям χ ; $n = 0$ – определяет промежуточные показатели между k и δ .

Для термогазодинамических формул реального газа, которые выводятся с использованием приращения энтальпии ΔH , наиболее интересны промежуточные между k и ϵ показатели. В данном подклассе обобщенных показателей χ , отвечающих $m = 0$, приближенная формула для ΔH примет следующий вид:

$$\Delta H \approx \overline{Rz^{-n}} \frac{\bar{\chi}}{\bar{\chi} - 1} (T_2 z_2^l - T_1 z_1^l). \quad (8.39)$$

С учетом (8.39) соответствующим образом могут быть переписаны и другие соотношения табл. 8.49 с заменой показателя ϵ на показатель χ (разумеется, с некоторым, но незначительным усложнением вида формул). Анализ расчетных данных для метана показал, что оптимальным в этом подклассе является промежуточный показатель χ , отвечающий $m = 0$, $n \approx -0,8$ и $l \approx 0,2$, т.е. χ как бы расположен “вблизи” ϵ . “Оптимальность” вдоль изоэнтроп в широком диапазоне температур, давлений и энтропии. Для других газов оптимум может несколько смещаться. Подобные, очень мало меняющиеся промежуточные показатели существуют и между другими парами канонических показателей. Принципиально удается выбирать такие обобщенные показатели изоэнтропы реального газа, которые в практически интересных областях переменных p и T отклоняются от среднего значения не более чем на $\sim 1\%$.

Класс введенных по соотношению (8.38) обобщенных показателей изоэнтропы χ в целом характеризуется следующими важными особенностями:

для каждого газа и для каждого технически важного термодинамического процесса можно подобрать, по крайней мере, три оптимальных обобщенных

показателя, которые практически не меняются вдоль изоэнтроп в достаточно широкой области p , T и S (интересно отметить, что для метана такие показатели меняются даже меньше, чем $k_{ид}$);

в подклассе промежуточных между k и ϵ показателей соотношение (8.39) для приращения энтальпии ΔH по своему внешнему виду является как бы “промежуточным” между соотношениями (8.34) и (8.35); причем формула (8.39) с оптимальным обобщенным показателем оказывается несколько более точной, чем (8.34), хотя, как отмечено выше, уже и формула (8.34) весьма удачна;

аналогичное положение имеет место для обобщенных показателей, промежуточных между k и δ (здесь незначительно меняется вид приближенной формулы для приращения внутренней энергии ΔU и существует мало меняющийся на изоэнтропах оптимальный показатель, однако “расположенный” как бы за δ);

наконец, и в подклассе промежуточных между ϵ и δ показателей реализуется зона квазипостоянных на изоэнтропах обобщенных показателей.

Расчетный анализ поведения таких “промежуточных” показателей вдоль изоэнтроп показал, что в дополнение к каноническим показателям k , ϵ , δ в практике термодинамических расчетов технологических процессов газовой промышленности, по всей вероятности, весьма перспективно и применение двух новых показателей λ и μ :

λ – промежуточного показателя адиабаты, “расположенного” в некотором смысле посередине между каноническими показателями k и ϵ ;

μ – промежуточного показателя адиабаты, “расположенного” посередине между ϵ и δ .

Эти промежуточные показатели адиабаты определяются следующим образом:

$$\lambda = -\frac{V}{p\sqrt{z}} \left(\frac{\partial p}{\partial(V\sqrt{z})} \right)_S; \quad \frac{\lambda-1}{\lambda} = \frac{p}{T\sqrt{z}} \left(\frac{\partial(\sqrt{z}T)}{\partial p} \right)_S; \quad \frac{\mu-1}{\mu} = \frac{p}{T\sqrt{z}} \left(\frac{\partial T}{\partial(p\sqrt{z})} \right)_S;$$

$$\mu-1 = -\frac{V}{T\sqrt{z}} \left(\frac{\partial T}{\partial(V\sqrt{z})} \right)_S. \quad (8.40)$$

Кратко обсудим качественное поведение обобщенных показателей λ и μ в зависимости от температуры и давления. При фиксированной температуре с ростом давления показатель λ монотонно возрастает, причем при не очень больших давлениях почти линейно по давлению. В то же время этот показатель практически линейно изменяется и вдоль изоэнтроп, что, собственно, и позволяет в приближенных расчетах использовать его средние арифметические значения, тогда как поведение показателя μ несколько более сложное: при фиксированной температуре с ростом давления он вначале возрастает, затем проходит через пологий максимум (выходит на “плато”) и, наконец, начинает убывать, причем пологие максимумы как раз приходятся на типичные “рабочие” давления, характерные для систем добычи и транспорта газа. Иными словами, показатель μ оказывается практически постоянным в технологических процессах газовой промышленности.

Показатель λ рекомендован к использованию в газодинамических соотношениях, при выводе которых применяется приращение энтальпии ΔH (причем λ изменяется практически линейно вдоль изоэнтроп), а показатель μ оказывается особо эффективным при его использовании в обобщенных

соотношениях Пуассона (здесь существенным оказывается то обстоятельство, что показатель μ исключительно мало меняется на изоэнтропах в практически важном диапазоне параметров), тогда как показатель δ особо рекомендуется к использованию в тех газодинамических соотношениях, которые выводятся с применением значений приращения внутренней энергии ΔU .

Соотношение для приращения энтальпии ΔH , выраженное через обобщенный показатель λ , выглядит достаточно “элегантно”:

$$\Delta H \approx R\sqrt{z} \frac{\bar{\lambda}}{\bar{\lambda} - 1} (T_2\sqrt{z_2} - T_1\sqrt{z_1}); \quad \lambda = \frac{2k\varepsilon}{k + \varepsilon}. \quad (8.41)$$

С погрешностью, не превышающей 1 %, формула (8.41) “работает” при $S \geq 8,5$ кДж/(кг·К) вплоть до разности температур $T_2 - T_1 = \Delta T \approx 100$ К, что отвечает изменению давления в изоэнтропном процессе в 3–4 раза. Таким образом, для природных газовых смесей приближенная формула (8.41) заметно точнее, чем (8.34), в которой используется показатель адиабаты ε .

Расчетные формулы для рассматриваемых пяти показателей адиабаты имеют вид

$$k = -\frac{V}{p} \frac{C_p}{C_V} \left(\frac{\partial p}{\partial V} \right)_T = \frac{C_p}{C_V (\beta/\beta_0)}; \quad \varepsilon = \frac{1}{1 - \frac{p}{C_p} \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p} = \frac{1}{1 - \frac{Rz}{C_p} \left(\frac{\alpha}{\alpha_0} \right)};$$

$$\delta = 1 + \frac{V}{C_V} \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_V = 1 + \frac{Rz}{C_V} \left(\frac{\gamma}{\gamma_0} \right); \quad (8.42)$$

$$k = \frac{(\delta - 1)\varepsilon}{(\varepsilon - 1)}; \quad \lambda^{-1} = 0,5(k^{-1} + \varepsilon^{-1}); \quad \frac{1}{\mu - 1} = \frac{0,5}{\varepsilon - 1} + \frac{0,5}{\delta - 1}.$$

Здесь $\left(\frac{\alpha}{\alpha_0} \right)$, $\left(\frac{\beta}{\beta_0} \right)$, $\left(\frac{\gamma}{\gamma_0} \right)$ – безразмерные термические коэффициенты,

$$\left(\frac{\alpha}{\alpha_0} \right) = \frac{T}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p; \quad \left(\frac{\beta}{\beta_0} \right) = -\frac{p}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T; \quad \left(\frac{\gamma}{\gamma_0} \right) = \frac{T}{p} \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_V;$$

C_V , C_p – удельные теплоемкости сжатого метана; R – удельная газовая постоянная природного газа.

Из соотношений (8.42) видно, что достаточно рассчитать любые два из пяти показателей, тогда как оставшиеся три легко определяются по весьма простым аналитическим выражениям. В качестве двух базовых показателей представляется естественным выбрать канонические показатели ε и δ . Для расчета ε и δ можно либо воспользоваться стандартными справочными данными по сжимаемости, теплоемкостям и термическим коэффициентам рассматриваемого реального газа, либо воспользоваться стандартными справочными данными по сжимаемости, теплоемкостям и термическим коэффициентам рассматриваемого реального газа, либо использовать для этой цели достаточно надежное уравнение состояния, а также информацию по термодинамическим функциям газа в идеально-газовом состоянии.

Теперь изложим методику расчета рассматриваемых показателей адиабаты для природных газовых смесей.

Для природных газов с преобладанием метана (более 95 об. %), например для газов сеноманских залежей месторождений Западной Сибири, наиболее простой и вполне надежный путь расчета состоит в следующем:

по составу определяем термодинамические функции природного газа (как обычно, с использованием аддитивных соотношений) в идеально-газовом состоянии и затем определяем показатель адиабаты $k_{ид}$ природного газа как функцию температуры;

вычисляем псевдокритические параметры рассматриваемого природного газа;

используем в качестве эталонного газа метан, допуская, что в хорошем приближении величины $\Delta\varepsilon = \varepsilon - k_{ид}$, $\Delta\delta = \delta - k_{ид}$ в приведенных переменных совпадают для эталонного и рассматриваемого природного газов, что, собственно, и позволяет вычислить значение ε и δ для природного газа;

остальные показатели адиабаты k , λ , μ определяем по соотношениям (8.42) из уже рассчитанных значений ε и δ .

Аналогичная схема расчета показателей адиабаты практически применима и для природных газов газоконденсатных месторождений с той лишь разницей, что в качестве эталонного газа здесь может быть использована “эталонная” газовая смесь, отвечающая некоторому типичному усредненному составу природного газа. А для этой эталонной смеси показатели адиабаты предварительно рассчитываются в приведенном виде с использованием достаточно точных многоконстантных уравнений состояния, возможно, с некоторой дополнительной их эмпирической корректировкой по имеющимся экспериментальным данным.

Следующий по сложности вариант расчета показателей адиабаты состоит в применении термодинамической теории подобия к величинам $\Delta\varepsilon = \varepsilon - k_{ид}$, $\Delta\delta = \delta - k_{ид}$, которые рассматриваются как функции приведенных параметров и определяющего критерия термодинамического подобия (типа центрального фактора Питцера либо параметров Филиппова или Риделя). Важно подчеркнуть, что основная идея подобных схем сравнительного расчета состоит в применении методологии теории термодинамического подобия именно к разностям $\Delta\varepsilon = \varepsilon - k_{ид}$, $\Delta\delta = \delta - k_{ид}$, а не к исходным показателям ε и δ . Этот метод расчета показателей адиабаты применим для природных газов газоконденсатных месторождений.

8.4

ОСОБЕННОСТИ ПРОЕКТИРОВАНИЯ И ЭКСПЛУАТАЦИИ СИСТЕМЫ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ В СЕВЕРНЫХ УСЛОВИЯХ

Отметим некоторые основные отличия и особенности северных газовых, газоконденсатных и газонефтеконденсатных месторождений России по сравнению с месторождениями центральной и южной климатических зон, которые непосредственно влияют на проектирование и эксплуатацию систем сбора и промышленной подготовки природного газа.

1. Наличие наряду с гигантскими и супергигантскими месторождениями (такими как Медвежье, Уренгойское, Ямбургское, Бованенковское ГКМ и др.) множества средних и мелких месторождений (число которых только по

северу Тюменской области составляет свыше 200). Причем для поддержания добычи газа из северных регионов после 2000 г. придется активно вовлекать в разработку именно мелкие и средние месторождения, главным образом газоконденсатные. При этом возникает необходимость и целесообразность дозагрузки освобождающихся производственных мощностей по обработке газа на крупных месторождениях посредством подключения к ним мелких месторождений-спутников (сателлитов) без строительства на последних полных схем обустройства. Необходима также разработка малогабаритных установок обработки газа в северном исполнении с целью экономически оправданной эксплуатации мелких месторождений.

2. Во многих случаях наличие даже на одном месторождении нескольких “этажей” газоносности и выделение в разработку двух-трех и более основных эксплуатационных объектов (причем некоторые газоконденсатные залежи с нефтяными оторочками). Если в начальный период освоения северных месторождений (70–80-е гг.) основная добыча газа осуществлялась из сеноманских залежей, то в перспективе (к 2015–2020 гг.) половину газа и более в общем объеме добычи из северных регионов составит газ газоконденсатных залежей (главным образом, валанжинских), содержащий значительное количество не только $C_{3+в}$, но и ценного сырья для химической промышленности – этана (до 5–7 мол. % в пластовом газе). Все это приводит к необходимости более глубокого извлечения целевых компонентов из природного газа и строительства мощных газохимических комплексов (ГХК) по переработке гомологов метана в разнообразную химическую продукцию.

3. Отсутствие развитой инфраструктуры в начальный период освоения северных месторождений, а также значительная удаленность от основных потребителей газа, располагающихся главным образом в центральных районах России, в Западной и Восточной Европе. Это определяет основную стратегию освоения крупных месторождений: строительство установок подготовки газа очень большой производительности (в настоящее время до 20–27 млрд. m^3 /год, тогда как на месторождениях п-ова Ямал и шельфовой зоны Арктических морей планируется увеличение производительности УКПГ до 60 млрд. m^3 /год и более). Такой подход с экономической точки зрения оправдан и приводит к резкому сокращению капитальных затрат на стадии освоения месторождений, однако столь значительное укрупнение УКПГ вызывает возражения с точки зрения концепций безопасности и риска.

4. Сложные инженерно-геологические условия территории расположения северных газовых и газоконденсатных месторождений и, следовательно, необходимость тщательного учета реальной инженерно-геокриологической обстановки при проектировании систем разработки и обустройства месторождений. К осложняющим факторам относятся: непроходимость территории из-за высокой заболоченности; большое число рек и озер; наличие многолетнемерзлых пород в разрезе и, как следствие, возможность активного развития мерзлотно-геологических процессов таких, как термокарст, пучение, солифлюкция и других, из-за нарушения хрупкого термодинамического и экологического равновесия геосреды, вызванного размещением системы эксплуатационных скважин, прокладкой сети газосборных трубопроводов, строительства установок подготовки газа и других газопромысловых объектов. Последнее замечание особенно актуально по отношению к группе месторождений п-ова Ямал. Наличие ММП на территории месторождений Крайнего Севера приводит к необходимости разработки грамотных технологий выбора месторасположения и строительства площадок для кустов скважин;

ряду отличительных особенностей сооружения и эксплуатации газовых скважин в связи с их тепловым и механическим воздействием на ММП; возможности такого несколько неожиданного осложнения, как газопроявления при бурении скважин в зоне ММП (уже на глубинах в несколько десятков метров). Часто эти газопроявления обусловлены наличием газогидратной компоненты в многолетнемерзлых породах, так называемых реликтовых газогидратов. Подобные газогидратные скопления в верхней части разреза ММП находятся в метастабильном термодинамическом состоянии и как бы “законсервированы” (“вморожены” в ММП): тепловое воздействие промысловой жидкости на ММП может приводить не только к протаиванию пород бурящейся газовой скважины, но и к интенсивному разложению газогидратов и соответственно к газопроявлениям большей или меньшей интенсивности. Эти явления неоднократно отмечались на Ямбургском и Бованенковском ГКМ.

Более того, наличие газоконденсатных пропластков прогнозируется и вне современной зоны ММП как в сеноманских, так и в надсеноманских горизонтах: здесь газовые гидраты (при их наличии) находятся в термодинамически стабильном состоянии. Наличие газогидратных пластов выше продуктивного горизонта представляется возможным и на месторождениях шельфовой зоны арктических морей России.

Таким образом, еще до составления проекта опытно-промышленной эксплуатации месторождения, расположенного на Крайнем Севере, необходимо детально проанализировать и квалифицированно экспертно оценить инженерно-геологические и криолитологические условия территории на основании совокупности всех имеющихся материалов, а в ряде случаев поставить и дополнительные специальные (полевые и лабораторные) исследования, например по изучению мощности и строения многолетнемерзлых пород, особенно это касается верхней части разреза ММП. Один из важнейших практических результатов подобной оценки – выявление наиболее благоприятных участков территории для строительства основных газопромысловых объектов и разработка конкретных рекомендаций по их строительству. В частности, в отличие от месторождений других регионов система размещения эксплуатационных скважин (кустов скважин) выбирается здесь не только в результате гидрогазодинамических расчетов течения пластовых флюидов (критериями в которых обычно служат требования достаточно равномерной отработки залежей и в итоге повышения газо-, нефте- и конденсатоотдачи продуктивных пластов), но и исходя из реалистической оценки инженерно-геологических условий территории.

На стадии проектирования систем сбора и подготовки газа (а эти материалы входят составной частью в комплексный проект обустройства месторождений) должны быть уже зафиксированы и согласованы основные показатели проекта разработки.

При составлении проектов разработки и опытно-промышленной эксплуатации газовых и газоконденсатных месторождений необходимо руководствоваться следующими нормативными документами:

“Временный регламент составления проектов ОПЭ и разработки газовых и газоконденсатных месторождений, разрабатываемых на истощение”, М., ВНИИГАЗ, 1990, 103 с.;

“Правила разработки газовых и газоконденсатных месторождений”, (редакция 1971 г. и последующих лет);

“Регламент составления проектов и технологических схем разработки

нефтяных и нефтегазовых месторождений”, РД 39-9-452-80, М., ВНИИ-Нефть, 1980 (для нефтяной отрасли);

“Регламент составления проектов и технологических схем разработки газовых и газоконденсатных месторождений”, РД 39-9-479-80, М., 1986 (для нефтяной отрасли);

“Регламент составления проектов и технологических схем разработки нефтяных и газонефтяных месторождений”, РД 39-0147035-207-86, М., 1986 (для нефтяной отрасли);

“Регламент составления проектных документов по разработке газоконденсатных месторождений с использованием методов поддержания пластового давления (первая редакция)”, М., ВНИИГАЗ, 1994, 68 с.;

“Регламент проведения авторского надзора за реализацией и внедрением проектных документов по разработке газовых и газоконденсатных месторождений”, М., ВНИИГАЗ, 1994, 45 с.;

“Руководство по составлению проектов разведки (доразведки) газовых и газонефтяных месторождений”, М., ВНИИГАЗ, 1994;

“Регламент проведения авторского надзора за внедрением проектных документов по разведке газовых и газоконденсатных месторождений”, М., ВНИИГАЗ, 1994.

Во ВНИИГАЗе подготовлен “Единый регламент составления проектных документов по разработке газовых и газоконденсатных месторождений” (в соответствии с решением секции “Добыча и промысловая подготовка газа и конденсата, эксплуатация ПХГ” научно-технического совета ОАО “Газпром”, от 30 мая 1997 года, в этом документе предусмотрен раздел завершающего этапа эксплуатации месторождений для прогнозирования возможности использования применительно подземного и наземного технологического оборудования в течение всего периода эксплуатации или замены его на определенном этапе).

Рассмотрим те показатели проектов разработки, которые в первую очередь учитываются при технологическом проектировании систем обустройства северных месторождений.

1. Характеристики продуктивных пластов (типы залежей; компонентный состав пластового газа и потенциальное содержание $C_{5+в}$, наличие в газе примесей кислых и инертных компонентов; детальная физико-химическая характеристика стабильного конденсата; термобарические условия залежей на начало разработки).

2. Запасы газа и стабильного конденсата ($C_{5+в}$), других компонентов в залежах по категории $A+B+C_1$ (как балансовые, утвержденные в ГКЗ или ЦКЗ ОАО “Газпром”, так и извлекаемые) и по категории C_2 , а также экспертная оценка имеющихся перспектив при последующей разведке и доразведке месторождения (имеются в виду главным образом глубоководные горизонты, такие как ачимовская толща, юра и др.).

3. Характеристика водонапорной системы, к которой приурочено месторождение с указанием как общей минерализации, так и типа минерализации пластовых вод. Например, воды сеноманских отложений группы месторождений Уренгойского, Ен-Яхинского, Песцового и других преимущественно относятся к хлоркальциевому типу и реже – к гидрокарбонатно-натриевому. Их общая минерализация варьируется в пределах 16–18 г/л, тогда как для готерив-валанжинских залежей тех же месторождений общая минерализация составляет всего 6,2–7,8 г/л. Здесь на экспертном уровне важно определить не только вероятность появления пластовой воды в продукции скважин, но и

дать прогнозную оценку возможных объемов минерализованной воды уже в первые годы эксплуатации месторождения (эта информация непосредственно используется при проектировании как систем сбора, так и выходных сепараторов УКПГ, а также в прогнозных расчетах потребности расхода ингибиторов гидратообразования и эффективности работы промысловых систем сбора). Если же дать количественную экспертную оценку оказывается затруднительным, то на стадии проектирования (по имеющемуся опыту эксплуатации ряда северных месторождений) следует принять, что в начальный период разработки объем выносимой минерализованной пластовой воды обычно не превышает объема конденсационной влаги: последняя величина достоверно определяется из данных по равновесному влагосодержанию газа в пластовых термобарических условиях.

4. Общая характеристика выделенных эксплуатационных объектов с детальным геолого-промысловым обоснованием объединения пластов в эксплуатационные объекты. Попутно отметим, что при сведении газовых и газоконденсатных залежей в эксплуатационные объекты учитываются следующие моменты: сходство в геологическом строении, совпадение структурных планов, а также близость термобарических и физико-химических характеристик рассматриваемых пластов.

5. Показатели основного варианта разработки каждого выделенного эксплуатационного объекта:

общая стратегия основания (очередность ввода в разработку эксплуатационных объектов, эксплуатация залежей на истощение или же с закачкой тощего газа в пласт-сайклинг и “усиленный” сайклинг процессы; принятая система эксплуатации пластов – раздельная, одновременно-раздельная и пр.);

начало разбуривания объекта и сроки ввода его в эксплуатацию;

отборы газа по годам (в том числе сроки выхода на постоянную добычу и период постоянной добычи).

По этой информации определяются, в частности, необходимое число и производительность установок подготовки газа.

6. Динамика изменения пластового давления по годам. Например, эта информация позволяет прогнозировать сроки ввода ДКС, мощности ДКС и число компрессорных агрегатов.

7. Прогнозные показатели динамики изменения (по годам) состава пластового газа и уменьшения потенциального содержания конденсата (а также прогноз изменения его физико-химических характеристик).

8. Возможности и особенности разработки нефтяных оторочек (при их наличии). Здесь обращается основное внимание на реализацию методов увеличения нефтеотдачи пласта и поддержания пластового давления в нефтяной залежи.

9. Особенности расположения кустов эксплуатационных скважин, их производительность и порядок ввода в эксплуатацию (в настоящее время на северных месторождениях в кусты сгруппированы от 3–4 до 10 скважин, а впоследствии при разбуривании новых месторождений планируется довести число скважин в кусте до 28 и более). Здесь основные технические решения принимаются в соответствии с “Временной инструкцией по размещению устьев скважин в кустах на месторождениях с наличием в разрезе многолетнемерзлых пород” (РД-0159000-125–89). Обращается также внимание и на конструкции скважин в кустах (сейчас главным образом практикуется бурение вертикальных и наклонно направленных скважин, но уже планируется

включать и горизонтальные скважины: именно совершенствование технологии сооружения наклонных и горизонтальных скважин позволяет укрупнять кусты, что особенно важно для освоения месторождений п-ова Ямал, прибрежных месторождений и месторождений шельфовой зоны Баренцева и Карского морей). Часто предлагаются конструкции скважин с активной (термосифоны и пр.) и пассивной (теплоизоляция) их защитой в зоне многолетнемерзлых пород. Конструкция скважин заметно влияет на их температурный режим. По результатам анализа газодинамических исследований разведочных скважин в проекте разработки приводятся прогнозные рабочие дебиты отдельных скважин и динамика их изменения по годам.

Отметим, что с целью определения рабочих дебитов скважин и производительности кустов скважин проводится следующий комплекс расчетных исследований: расчет диапазонов дебитов, при которых реализуется безгидратный режим эксплуатации скважин; расчет минимального дебита, при котором выносится жидкость (вода и углеводородный конденсат) с забоя скважины; оценка критического дебита, при котором еще не разрушается призабойная зона пласта; оценка предельного безводного дебита и др. На основании полученных данных проводится выбор нижней и верхней границ рабочих дебитов, а также средних рабочих дебитов скважин. По средним рабочим дебитам рассчитываются прогнозные забойные давления скважин, а также термобарические условия на устье скважин. Указанные данные по кустам скважин и прогнозным (проектным) технологическим режимам их эксплуатации при достаточной достоверности информации позволяют грамотно проектировать газосборную систему, предусматривать подачу ингибиторов гидратообразования в скважины и коллекторы (шлейфы), при необходимости проектировать устьевые подогреватели газа и пр. На этой же стадии технологического проектирования целесообразно оценивать возможности применения газовых эжекторов на кустах скважин. Эжекторы типа “газ – газ” могут использоваться для вовлечения в эксплуатацию низкодебитных скважин, а также для организации однотрубной системы сбора при наличии на одной и той же кустовой площадке газовых скважин на разные эксплуатационные объекты (горизонты). Новое направление исследований – использование эжекторов с активным и пассивным газожидкостными потоками для оптимизации работы куста скважин – развивается сейчас в Уренгойгазпроме и ВНИИГАЗе.

Приведенные данные проекта разработки кладутся в основу проекта обустройства месторождения, составной частью которого являются технологические решения по системам сбора и промышленной обработки природного газа.

При составлении проектов обустройства месторождений используются нормативные документы, перечисленные в разделе 8.1, также полезной представляется “Инструкция по разработке проектов и смет для промышленного строительства” (СН 202-81), М., Госстрой, 1981 (положения последней инструкции применительно к проектированию обустройства газовых и газоконденсатных месторождений детально изложены в справочной литературе). Целесообразно также использование уже на стадии технологического проектирования систем обустройства ряда методических руководств, предназначенных для практического применения в процессе эксплуатации месторождений, например, можно рекомендовать “Методические указания по комплексному исследованию технологических установок подготовки газа и конденсата к транспорту”, Баку, 1979, 122 с., а также “Инструкцию по расчету

оптимального расхода ингибиторов гидратообразования”, М., ВНИИГАЗ, 1987, 72 с.

Основные технологические решения проекта обустройства месторождения состоят в следующем.

1. Посредством рассмотрения ряда вариантов делается окончательный выбор технологии промышленной обработки пластового газа выделенных эксплуатационных объектов. Например, для чисто газовых залежей выбор обычно осуществляется между адсорбционной и абсорбционной системами осушки газа. Однако в последнее время в качестве вполне конкурентоспособной технологии подготовки тощих газов на месторождениях Крайнего Севера рассматривается и низкотемпературная сепарация, дополненная технологией рециркуляции летучего ингибитора гидратообразования и его регенерации непосредственно в потоке газа (по патенту Уренгойгазпрома № 1350447).

2. Определяется количество, месторасположение и производительность установок предварительной (УППГ) и комплексной (УКПГ) подготовки газа с учетом необходимых требований по резервированию мощности оборудования. Отметим, что ранее УППГ именовались в газопромышленной литературе как ГП – газосборный пункт; а УКПГ – как групповой газосборный пункт (ГСП). В настоящее время, как уже отмечалось, имеется тенденция укрупнения единичной мощности установок, строительства даже на относительно крупных северных месторождениях по возможности только одной УКПГ (и при необходимости – нескольких УППГ).

3. Конкретизируется “архитектура” УКПГ, включающая следующие основные “элементы”:

число кустов скважин, подключаемых к УКПГ (УППГ), и динамику их подключения;

число технологических линий и их производительность (в том числе проектируются опытные и резервные линии);

системы регенерации отработанных абсорбентов и адсорбентов, а также ингибиторов гидратообразования;

АВО, холодильные установки (станции) и технологические режимы их работы.

4. Выбираются и технологически обосновываются места строительства, сроки ввода и требуемые мощности ДКС, конкретизируются схемы размещения внутрипромысловых газопроводов и конденсатопроводов.

5. Посредством технологических и экономических расчетов детализируется и окончательно “компоуется” система внутрипромыслового сбора газа, включая следующие основные моменты:

структура и протяженности газосборных сетей по каждой УКПГ (в том числе и по всем УППГ);

диаметры шлейфов и коллекторов, а также предпочтительные способы их прокладки (проводится технико-экономический и технологический анализ способов наземной, наземной и подземной прокладки, а также требований к их теплоизоляции);

оценивается металлоемкость газосборных сетей;

определяются технологические режимы и прогнозируется эффективность эксплуатации этих сетей (например, ставится ограничение на минимальную скорость газа с целью выноса жидкой фазы и отсутствия возможности накопления жидкости в коллекторе).

6. Выбираются схемы обвязки кустов эксплуатационных скважин.

Обязка эксплуатационных скважин на кустах должна, в частности, предусматривать:

возможность работы по насосно-компрессорным трубам и затрубному пространству;

регулирование давления на устье скважин до рабочих величин в шлейфах;

автоматическое отключение скважин в аварийных случаях (порыв шлейфа, увеличение давления выше рабочего), как правило, посредством установки забойных и устьевых клапанов-отсекателей;

систему измерения температуры, давления и дебита на устье скважины;

возможность проведения как промысловых технологических операций на скважинах (освоение и глушение скважин, работы по интенсификации потока проб газа и жидкости и т.п.), так и специальных исследований скважин (газодинамических и промыслово-геофизических).

7. Дается детальное обоснование способов утилизации промстоков, выбора горизонтов для возможной закачки промстоков в пласт и мероприятий по очистке и подготовке сточных вод перед утилизацией. В настоящее время целесообразно уделить особое внимание технологиям, позволяющим резко уменьшить содержание метанола и диэтиленгликоля в сточных водах. Весьма актуальной представляется и минимизация выбросов ароматических соединений в атмосферу (ароматические соединения извлекаются из природного газа при его обработке абсорбционными методами и могут попадать в окружающую среду при регенерации абсорбентов).

8. Оптимизируется структура сети дорог и других необходимых коммуникаций, а также определяется порядок их строительства. Особое внимание уделяется технологиям сооружения дорог и коммуникаций в зоне распространения ММП.

9. Решаются вопросы водо- и электроснабжения УКПГ и других промысловых объектов. Эти вопросы зачастую оказываются далеко не тривиальными в условиях Крайнего Севера. Например, проблема автономного водоснабжения газопромысловых сооружений в зоне ММП решается с использованием водоносных горизонтов, расположенных внутри ММП (при наличии межмерзлотных таликов с пресной водой), либо с организацией водозабора из озер или из-под русел полностью промерзающих в зимнее время рек (бурением скважин на воду под русло реки).

10. Приводятся общие технико-экономические показатели по вариантам обустройства месторождения с целью возможности экспертным путем окончательного выбора основного варианта.

Большое значение при проектировании обустройства месторождений Крайнего Севера имеют проведенные в газовой отрасли в 80-е годы унификация и типизация основных технических решений, переход от типового блочно-комплектного оборудования к типовым технологическим линиям (модулям) заводского изготовления с обеспечением их блочно-комплектной поставки. Например, во ВНИПИГаздобыче и других проектных организациях были разработаны основные технологические модули: сбора газа, первичной сепарации, НТС, абсорбционной осушки газа, стабилизации конденсата (дебутанизации). С помощью различных типоразмеров этих модулей можно обустроить практически любой газовый промысел. Такой подход позволил существенно увеличить степень индустриализации строительства газопромысловых объектов на основе широкого применения блочно-комплектного метода строительства с использованием крупногабаритных блоков, облегчен-

ных фундаментов, прогрессивных объемно-планировочных решений, эффективных строительных конструкций и материалов. Это обеспечило значительное снижение стоимости и трудоемкости строительно-монтажных работ, а также продолжительности строительства и, как следствие, до некоторой степени повысило надежность эксплуатации газопромысловых объектов, что особенно актуально в северных условиях.

Ярким примером подобного подхода является значительное сокращение капитальных затрат при освоении Ямбургского ГКМ, где, в частности, использовались унифицированные высокоавтоматизированные установки комплексной подготовки газа большой производительности в суперблочном исполнении с применением многофункциональных агрегатов. Накопленный опыт блочно-модульного проектирования крупных месторождений сейчас активно используется и в проектах обустройства малых месторождений, расположенных на европейской части России.

Обсудим теперь несколько подробнее технологические проблемы, возникающие при проектировании и эксплуатации систем сбора и промысловой подготовки газа. При этом ограничимся двумя аспектами, представляющими наибольший интерес:

- особенности проектирования и эксплуатации систем сбора газа;
- основные подходы к выбору способов промысловой подготовки газа и конденсата.

Что имеется в виду под “сбором газа”?

Сбор газа, или, точнее, сбор продукции газовых и газоконденсатных скважин (т.е. сырого газа; выпавшего в стволе скважины и шлейфе нестабильного конденсата, возможно, с примесями нефти; пластовой и конденсационной воды; ингибиторов коррозии соле- и гидратоотложения, введенных в ствол скважины или в шлейф при необходимости) – это технологический процесс внутрипромысловый транспортировки сырого газа от скважин или кустов скважин до установок подготовки его к дальнему транспорту. Тогда как под системой сбора газа в общем случае понимается разветвленная сеть внутрипромысловых трубопроводов, соединяющих скважины и кусты с установками промысловой подготовки, а также устройства, обеспечивающие надежное функционирование этой сети трубопроводов: системы распределения и ввода ингибиторов коррозии, солеотложения и гидратообразования; системы периодической очистки полостей трубопроводов от жидкой и твердой фаз; устьевые и путевые подогреватели; установки предварительной сепарации газа, расположенные на скважинах и кустах; системы контрольно-измерительных приборов (КИП), включая измерение температуры, давления дебита скважин, температуры вдоль шлейфа и др.

Внутрипромысловые газопроводы обычно подразделяют на шлейфы и газосборные коллекторы, различающиеся диаметром труб. Газопроводы малого диаметра от одиночных скважин (внутренними диаметрами 102, 125, 150 мм) или от кустов скважин (диаметрами 219, 279, 325, реже 426 и 500 мм) называют в газовой промышленности шлейфами, а аналогичные трубопроводы от нефтяных скважин называют выкидными линиями. Следует отметить, что делались попытки (и неоднократно) рекомендовать термин “выкидная линия” взамен термина “шлейф” и в газовой отрасли, однако они так и не привились и практически не используются в литературе в настоящее время. Газовые потоки с нескольких шлейфов могут объединяться в газосборный коллектор – трубопровод (диаметром 325, 426 и 500 мм), ведущий к установкам промысловой обработки сырого газа.

Таким образом, шлейфы – это газопроводы, начинающиеся со скважин или кустов скважин и закачивающиеся либо на входе в УКПГ в месте регулирования давления и распределения газа (такая система называется “гребенкой” либо пунктом, зданием переключающей арматуры и т.п.), либо врезкой в газосборные коллекторы. Разумеется, принятая терминология далеко не всегда вполне строго выдерживается, в частности, шлейфы (особенно кустов скважин) достаточно большого диаметра также часто называют газосборными коллекторами.

Следует отметить, что с куста скважин, пробуренных на один эксплуатационный объект, в настоящее время проектируется и один общий шлейф, а если же в кусте имеются скважины на разные эксплуатационные объекты, то рекомендуется по каждому эксплуатационному объекту проектировать свою систему сбора (т.е. на каждый эксплуатационный объект – свой шлейф с куста скважин). Однако в перспективе при строительстве мощных и сверхмощных кустов скважин (свыше 20 скважин в кусте), разрабатывающих один эксплуатационный объект, с целью повышения надежности и технологической гибкости системы сбора целесообразно проводить конструктивные проработки и двухтрубных систем сбора с двумя шлейфами от куста скважин. Наоборот, для кустов среднего размера и при наличии двух эксплуатационных объектов иногда целесообразно рассматривать варианты однотрубных систем сбора с применением кустовых эжектирующих устройств для выравнивания давлений двух групп скважин. Последнее техническое предложение, в частности, детально прорабатывалось ВНИИГАЗом применительно к продуктивным залежам высокого и низкого давлений Бованенковского месторождения. Существенной особенностью этого месторождения является необходимость ввода ДКС уже в начале разработки сеноманских залежей, так как газ этих залежей не может быть без ДКС подан в магистральный газопровод с рабочим давлением 7,5 МПа. Однако, как показывают технологические расчеты, имеется принципиальная возможность бескомпрессорной совместной эксплуатации двух эксплуатационных объектов в рамках однотрубной системы сбора в течение первых четырех-пяти лет с использованием типовых эжекторов “газ – газ”, расположенных непосредственно на кустовых площадках.

Детально анализируя информацию по действующим и проектируемым системам сбора, можно прийти к заключению, что наибольшее практическое применение получили следующие системы: индивидуальная, групповая, централизованная, децентрализованная (рис. 8.51). Выбор той или иной системы обусловлен рядом технологических и исторических факторов, и, по существу, в развитии и совершенствовании схем сбора газа наглядно отражается вся история отечественной газовой промышленности.

В начальный период (30–50-е годы), который можно назвать периодом становления газовой промышленности России, в разработку вводились лишь небольшие (мелкие и средние) газовые месторождения, расположенные главным образом в Саратовской, Куйбышевской и Оренбургской областях, а также в Ухтинском районе Республики Коми. В этот период были разработаны и получили распространение индивидуальные схемы сбора и обработки газа. В рамках таких схем практически при каждой или для нескольких близлежащих скважин проектировался и эксплуатировался свой компактный очистной комплекс (сепараторы, конденсатосборники), предназначенный для первичной сепарации газа от механических примесей и пластовой воды (а выделявшийся в незначительном количестве газовый конденсат зачастую

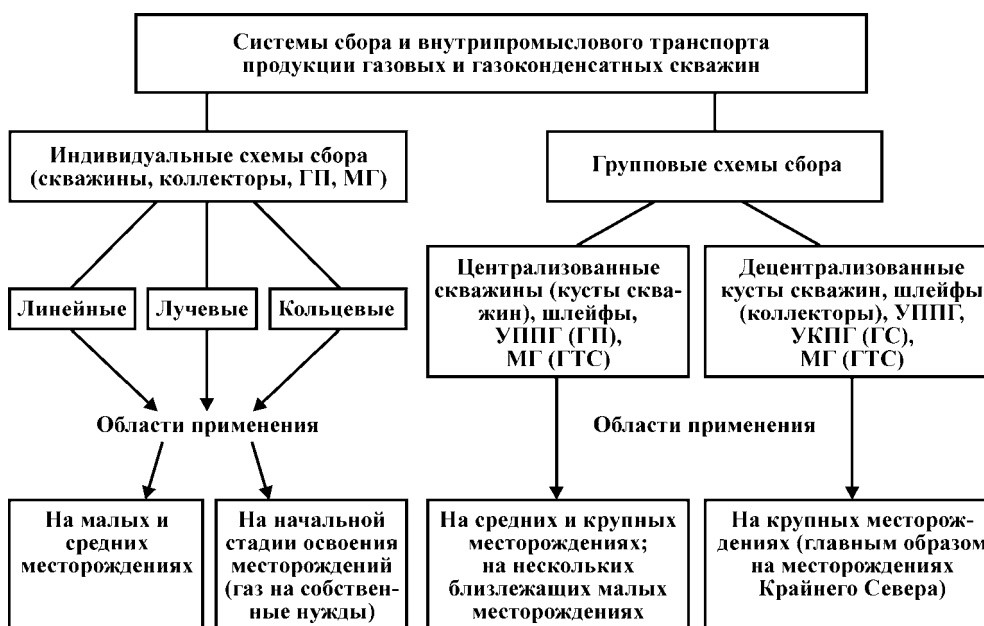


Рис. 8.51. Общая классификация систем сбора газа

сжигался). При необходимости на скважине предусматривалась индивидуальная система хранения и подачи ингибиторов гидратообразования в ствол скважины или шлейф. После прискважинной сепарации газ по шлейфу подавался в газосборный коллектор и далее на газораспределительный пункт, где проводилась его дополнительная сепарация с последующей подачей в магистральный газопровод.

В зависимости от конфигурации газосборных коллекторов можно выделить индивидуальные схемы сбора трех основных типов: линейные, лучевые и кольцевые (рис. 8.52). Та или иная конфигурация газосборных коллекторов определяется формой газоносной структуры и особенностями размещения скважин на месторождении, их числом, а также требованиями надежности системы. Например, линейный коллектор наиболее характерен для месторождений с вытянутой площадью газоносности, в то же время закольцованный коллектор в наибольшей степени отвечает требованиям надежности эксплуатации. Поскольку в настоящее время в России разрабатываются, главным образом, крупные месторождения, то индивидуальная схема сбора практически не применяется. Исключения составляют случаи эксплуатации одиночных скважин на собственные нужды в начальный период освоения месторождений (в качестве примера можно привести Харасовэйское месторождение на п-ове Ямал, где много лет эксплуатируется ряд скважин на нужды поселка, тогда как реальное освоение этого месторождения будет осуществляться после 2005 г.). В то же время за рубежом и сейчас имеются месторождения, где при каждой эксплуатационной газовой скважине предусматриваются полностью автоматизированные передвижные установки осушки газа. Анализируя ситуацию с перспективами развития газовой отрасли в центральных и южных районах России, следует подчеркнуть, что, в видимому, уже в ближайшие годы при освоении множества малых месторож-

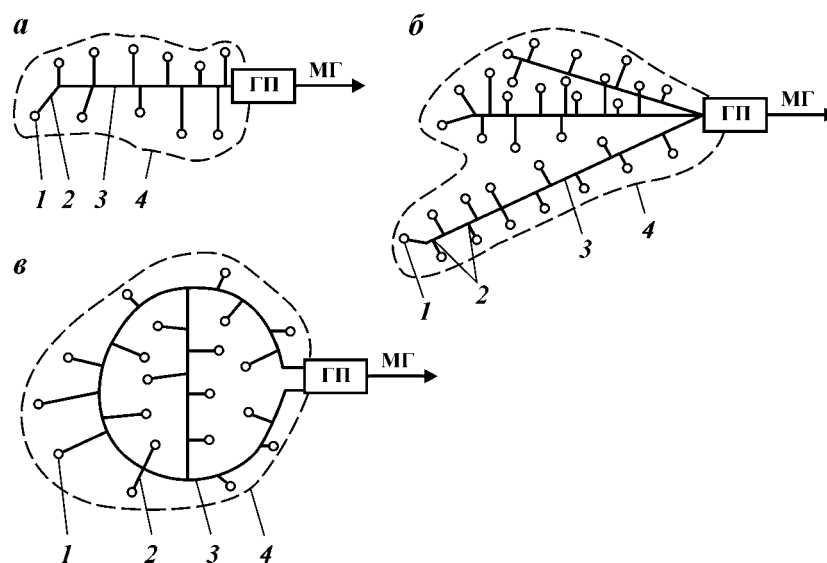


Рис. 8.52. Индивидуальные схемы сбора и внутрипромыслового транспорта газа:
a – линейная; *б* – лучевая; *в* – кольцевая; 1 – скважина; 2 – шлейф; 3 – коллектор; 4 – контур газоносности

дений вновь возникнет потребность как в индивидуальных системах сбора газа, так и в малогабаритных установках подготовки газа, но уже на качественно новом технологическом уровне.

В 60-е годы в отечественной газовой промышленности стали вводиться в разработку относительно крупные месторождения (например, Северо-Ставропольское, Шебалинское, Газлинское и др.). При проектировании систем обустройства этих месторождений выявились (сейчас, разумеется, вполне очевидные) недостатки индивидуальных схем сбора и промышленной обработки газа:

для обслуживания скважин и прискважинного оборудования требуется значительное количество квалифицированного персонала;

промысловое оборудование “разбросано” по большой территории, что приводит к высокой металлоемкости коммуникаций, значительным длинам промысловых дорог и т.п.;

сложности надежного функционирования систем дистанционного управления технологическим режимом скважин и промыслового прискважинного оборудования.

Поэтому в дальнейшем стали применять экономически и технологически более прогрессивные групповые схемы сбора и внутрипромыслового транспорта газа (рис. 8.53). В этих схемах газ со скважин подается по шлейфам на сборные пункты (или, говоря современным языком, на УППГ), где проводятся замер и первичная сепарация газа. Затем газ подается в систему газосборных коллекторов (иногда закольцованную для повышения надежности), из которых газ поступает на групповой или центральный сборный пункт ГСП (ныне УКПГ), который может совмещаться с головными сооружениями магистрального газопровода. На ГСП газ проходит окончательную очистку и осушку и поступает в МГ. Такая групповая схема (см. рис. 8.53, *a*) была

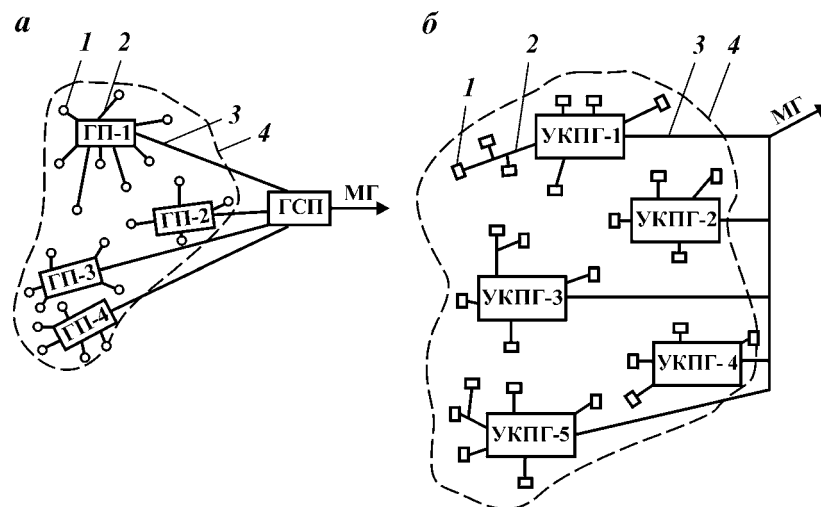


Рис. 8.53. Групповые схемы сбора и внутрипромыслового транспорта газа:
а – централизованная; *б* – децентрализованная; 1 – скважина (куст); 2 – шлейф; 3 – коллектор; 4 – контур газоночности

названа централизованной, поскольку по этой схеме газ не может быть подан в МГ, минуя ГСП (УКПГ). В то же время число сборных пунктов может быть достаточно большим: так, на Шебелинском газовом месторождении их было построено 27. Групповая централизованная схема и сейчас является основной типовой схемой сбора для месторождений средней полосы России. Практически по этой же схеме был обустроен ряд относительно небольших месторождений Тюменской области, где построено по одной УКПГ (Пунгинское, Игримское, Похромское и Вынгапуровское газовые месторождения).

Генеральным направлением развития отечественной газовой промышленности в 70–80-е годы стало освоение уникальных газовых и газоконденсатных месторождений Тюменской области. С целью резкого сокращения капитальных и эксплуатационных затрат на освоение крупных и гигантских северных месторождений России была разработана групповая децентрализованная схема сбора (см. рис. 8.53, б). По этой схеме газ от кустов скважин подается по шлейфам (и/или коллекторам) на УКПГ большой производительности, где проходит полную промышленную обработку (т.е. очистку, осушку и извлечение нестабильного конденсата) в соответствии с требованиями отраслевого стандарта (см. раздел 8.1), а затем подается в газотранспортную систему (головной участок МГ либо предварительно в специальный промышленный коллектор). Причем на крупных месторождениях может быть несколько УКПГ. Так, на Медвеьем месторождении построено девять УКПГ, Ямбургском – семь (на сеноманской залежи), Уренгойском – 15 (сеноманская залежь) и четыре (валанжинская залежь), Бованенковском месторождении планируется построить только три (максимум четыре) сверхмощных УКПГ. При таком подходе к проектированию обустройства месторождений (укрупнение кустов, увеличение производительности УКПГ) возникает актуальная задача оптимизации числа и производительности УКПГ не только с точки зрения сокращения капитальных затрат, но и обеспечения достаточной

степени надежности системы в целом. Так, на Бованенковском месторождении рассматривались варианты строительства как двух, так и трех и более УКПГ. Расчетное моделирование с использованием элементов теории надежности показывает, что сокращение числа УКПГ до двух резко повышает степень экологического риска и снижает надежность системы газоснабжения (особенно в зимний период пиковых потреблений газа, когда наиболее вероятны аварийные ситуации), тогда как увеличение их числа более четырех значительно повышает капитальные затраты: оптимальным оказывается строительство трех-четырех УКПГ. Здесь следует отметить, что чрезмерное увлечение сокращением капитальных затрат при обустройстве месторождений может приводить (и, как показывает промысловая практика, действительно приводит) к увеличению эксплуатационных затрат и дополнительным технологическим осложнениям в процессе эксплуатации наземных систем промышленной обработки газа. Поэтому в настоящее время перспективным представляется технологическое проектирование систем обустройства с учетом долгосрочного прогноза функционирования промысловых объектов и построение обобщенных критериев оптимизации обустройства, в которые входили бы не только капитальные затраты, но и экологические факторы, концепции надежности, безопасности и риска, а также эксплуатационные затраты. В настоящее время элементы подобного системного подхода активно развиваются во ВНИИГАЗе, ВНИПИГаздобыче, Уренгойгазпроме и ряде других организаций.

Приведем (рис. 8.54–8.56) несколько современных схем сбора газа на

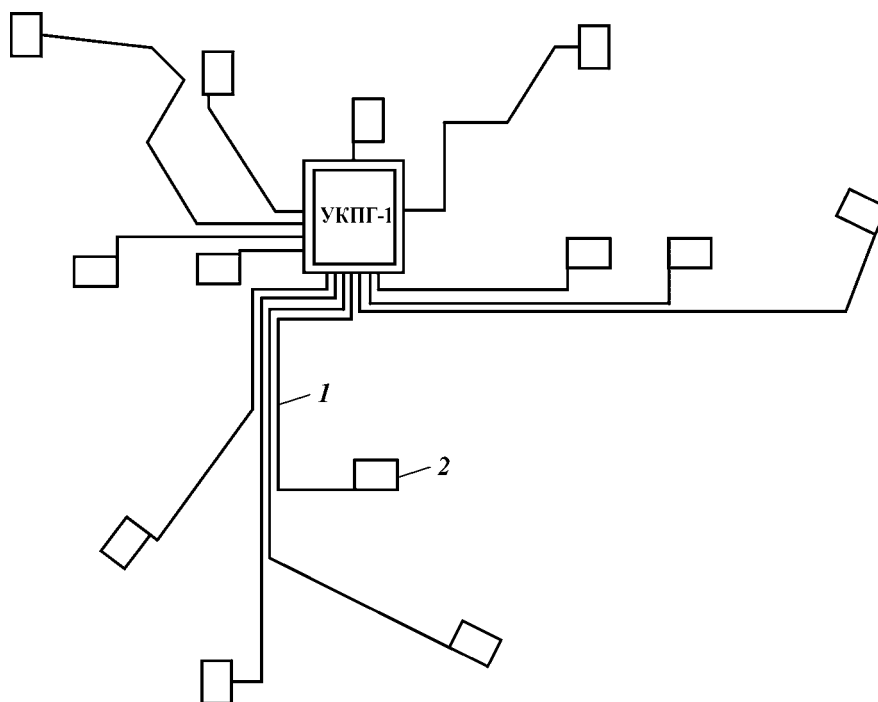


Рис. 8.54. Схема сбора газа на УКПГ-1 Уренгойского ГКМ (сеноманская залежь) (число скважин в кустах – от трех до пяти):
1 – шлейф; 2 – куст скважин

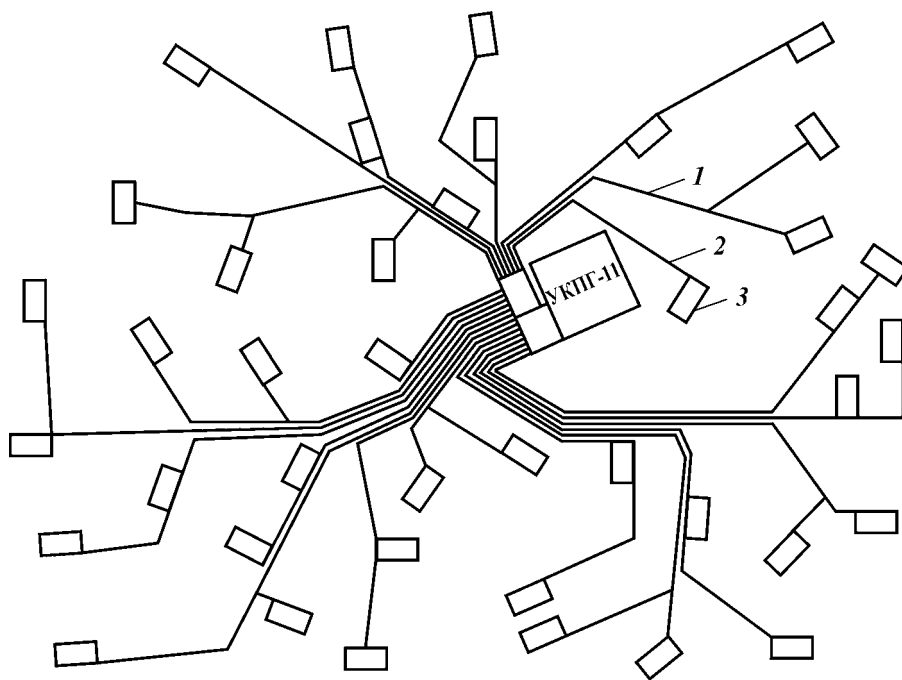


Рис. 8.55. Схема сбора газа на УКПГ-11 Уренгойского ГКМ (сеноманская залежь) (число скважин в кустах – от двух до трех):
1 – коллектор; 2 – шлейф; 3 – куст скважин

УКПГ (эксплуатируемых ряд лет) Уренгойского ГКМ: по УКПГ-1 и УКПГ-11 (сеноман) и УКПГ-2В (валанжин). Число скважин в кустах здесь составляет от двух до пяти, длины шлейфов (коллекторов) до 7–8 км, число скважин, подключенных к УКПГ, от 42 до более 100. Видно, что применительно к УКПГ-1 и УКПГ-2В шлейфы кустов скважин заканчиваются непосредственно на установках, тогда как для УКПГ-11 характерна ярко выраженная коллекторно-лучевая схема сбора, за счет этого весьма существенно снижается металлоемкость газосборных сетей. Следует подчеркнуть, что с развитием техники и технологии наклонно направленного и горизонтального бурения скважин появляется газодинамически допустимая возможность существенного увеличения числа скважин в кустах и, как следствие, до некоторой степени отпадает необходимость в коллекторных схемах, подобных схеме, принятой для УКПГ-11; более перспективным представляется сбор газа с укрупненных кустов скважин по индивидуальным шлейфам (один-два шлейфа с куста), что в конечном счете снижает эксплуатационные затраты, например, на предупреждение гидратообразования в газосборных сетях.

Учитывая современные тенденции проектирования сверхмощных УКПГ (соответственно с уменьшением их количества на месторождении) и, как следствие, возрастание числа скважин, подключаемых к УКПГ, и значительного увеличения расстояний от кустов скважин, обратим внимание на перспективность проектирования групповых систем сбора газа, оптимальным образом сочетающих достоинства как централизованных, так и децентрализованных схем. Ряд подобных оптимальных схем сбора и представлен на

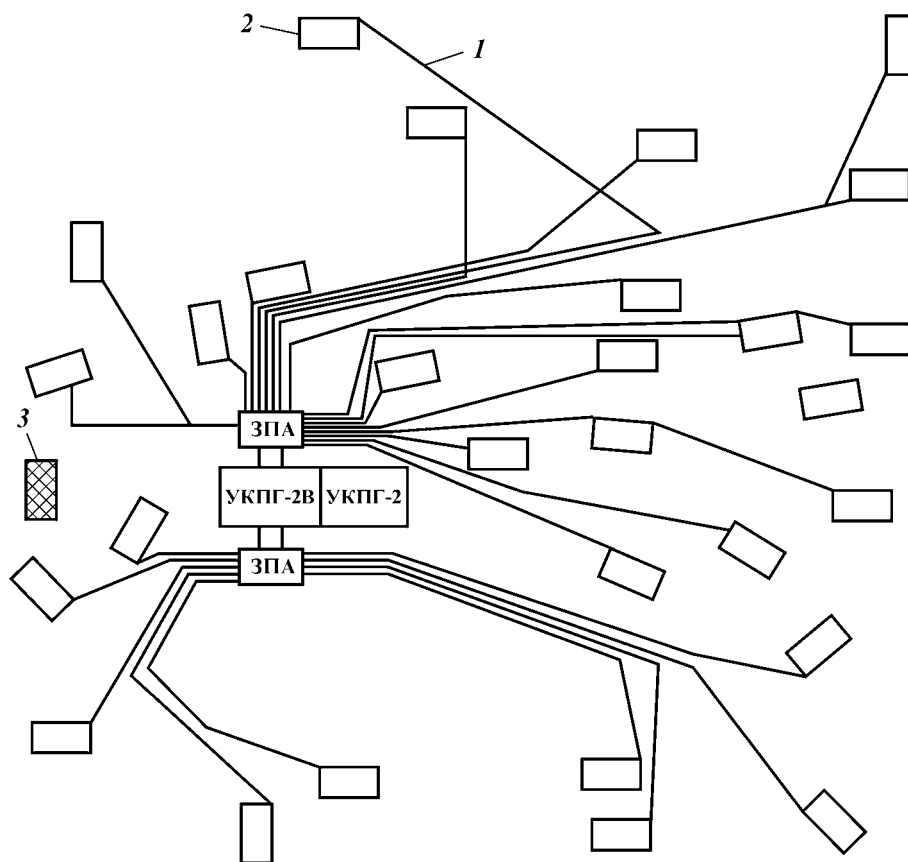


Рис. 8.56. Схема сбора газа на УКПГ-2В Уренгойского ГКМ (валанжинская залежь):
 1 – шлейф; 2 – куст скважин; 3 – водозабор

рис. 8.57. Основная особенность этих схем состоит в делении кустов скважин на две-три группы: ближние, средние, дальние, в соответствии с длиной их шлейфов. Причем промысловая обработка сырого газа, поступающего с каждой группы кустов, осуществляется на своих технологических линиях УКПГ. При этом газ дальних кустов может проходить первичную сепарацию на УППГ, откуда по коллектору большого диаметра приходит на УКПГ. Как показывает детальный технологический анализ, такой подход в принципе дает возможность существенно сократить не только расход ингибиторов гидратообразования (прежде всего, речь идет о метаноле), но и отказаться от традиционных систем регенерации ингибиторов, а также существенно снизить концентрацию ингибиторов в сточных водах УКПГ, закачиваемых в поглощающие горизонты. Более того, данная технологическая схема повышает надежность эксплуатации систем сбора.

После выбора схемы сбора газа, выбора общей структуры и протяженности газосборных сетей проектируемой УКПГ возникают последующие задачи подбора способов прокладки шлейфов и коллекторов, оптимизации их диаметров и толщины труб.

Так, для газовых газоконденсатных месторождений в районе Нового

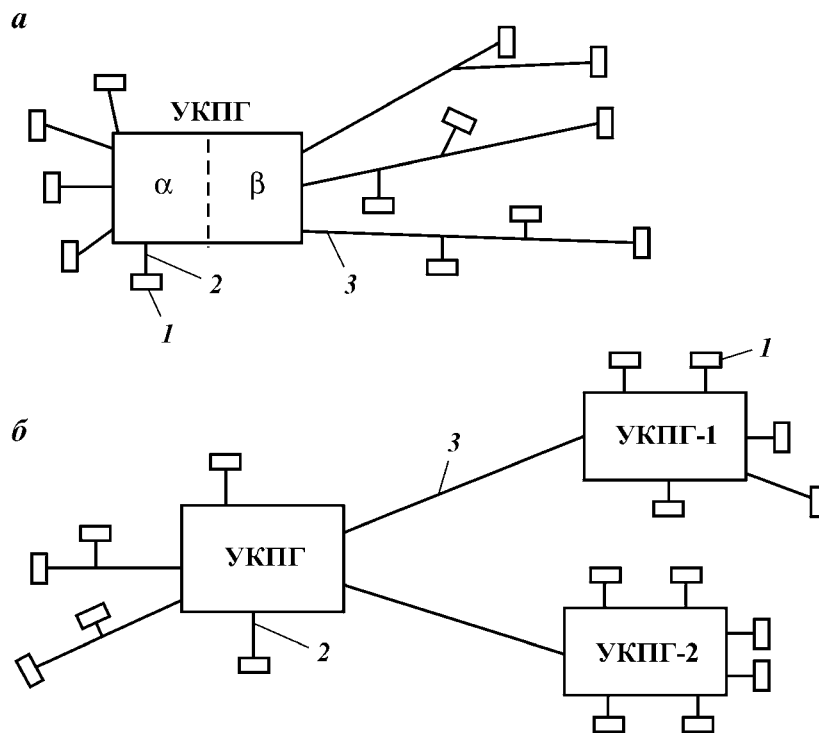


Рис. 8.57. Перспективные “архитектуры” мощных и сверхмощных УКПГ:
a – УКПГ имеет два модуля – обработки газа ближних кустов α и дальних кустов β ; *б* – продукция дальних кустов проходит предварительную обработку на УППГ-1 и УППГ-2, тогда как продукция скважин ближних кустов сразу обрабатывается на УКПГ (пример – валанжинская залежь Ямбургского ГКМ); 1 – куст скважин; 2 – шлейф; 3 – коллектор

Уренгоя, например для Песцового месторождения, наиболее приемлемым считается подземный способ прокладки трубопроводов в теплоизоляции пенополиуретановыми скорлупами с толщиной изоляции 50 мм. Этот способ выбран исходя из многолетнего опыта эксплуатации газосборных сетей Медвежьего и Уренгойского месторождений, где испытаны подземные способы прокладки как теплоизолированных, так и нетеплоизолированных трубопроводов. Для более северных месторождений (Ямбургское, Бованенковское и др.) в настоящее время предлагаются технические решения по подземной прокладке теплоизолированных трубопроводов на низких опорах, что связано с особенностями строения верхней части разреза ММП, а также возможностями подтопления территории в теплое время года. Внутренний диаметр трубопровода и толщину теплоизоляции подбирают исходя из требования обеспечить проектную пропускную способность трубопровода с приемлемыми гидравлическими потерями и достаточно высокой гидродинамической эффективностью, а также по возможности минимизировать расход ингибиторов гидратообразования. Потери давления не должны превышать 0,05–0,1 МПа на 1 км шлейфа. Кроме того, ставится условие на скорость газового потока с тем, чтобы полностью обеспечить вынос жидкой фазы из рельефного трубопровода. Решение этих вопросов достигается посредством детального анализа многочисленных вариантов прогнозных термогидродинамических расчетов режимов эксплуатации трубопроводов. Стоит отметить как определенный

недостаток, что термогидродинамические расчеты режимов внутрипромысловых трубопроводов все еще делаются независимо от последующих расчетов расходов ингибиторов гидратообразования. Таким образом, термогидравлический расчет проводится приближенно, без учета дополнительного количества жидкости, вносимой в трубопровод для предупреждения гидратообразования; это обстоятельство может влиять на качество проектирования длинных и сверхдлинных шлейфов (например, на Бованенковском месторождении проектируются шлейфы длиной до 30 км), температура газа в конце которых близка к температуре окружающей среды (воздуха) в зимнее время года. Следовательно, в ряде случаев необходимо ставить и решать соответствующую сопряженную термогидродинамическую задачу.

Прогноз термобарического режима шлейфов и коллекторов позволяет также решить вопрос о целесообразности или нецелесообразности установки устьевых подогревателей газа на кустах скважин, работающих в автоматическом режиме. При наличии на кустовых площадках двух групп скважин, пробуренных на разные эксплуатационные объекты, прорабатывается и вопрос о возможности подогрева более холодного газа за счет теплообмена с горячим газом нижележащего горизонта. Это может достигаться как установкой соответствующего теплообменного оборудования на кустовых площадках, так и проектированием одновременно раздельной эксплуатации разных горизонтов одной газовой скважиной.

Трубы для газопроводов-шлейфов и газопроводов-коллекторов следует выбирать в соответствии с “Инструкцией по применению стальных труб в газовой и нефтяной промышленности”, М., 1992. Разработаны также методики определения толщины стенки газопроводов при рабочем давлении газа свыше 10 МПа в зависимости от способа прокладки трубопровода. Прокладка трубопроводов надземно на опорах предполагает использование методик расчета трубопроводов на статические и динамические воздействия, что позволяет дать рекомендации по расстояниям между опорами, по размерам компенсационных участков (обычно предлагаются П-образные компенсаторы) и по гашению резонансных колебаний в ветровом потоке. В перспективе при разработке плотных низкопроницаемых коллекторов глубокозалегающих горизонтов (например, юры, ачимовской толщи в Западной Сибири) представляет интерес анализ возможности применения шлейфов высокого давления (до 30 МПа) с тем, чтобы бесцельно не терять пластовую эксергию уже на устье скважины.

Применительно к месторождениям п-ова Ямал детально прорабатывалась конструкция теплоизолированных трубопроводов, которая включает в себя антикоррозийное, собственно теплоизоляционное и защитное покрытия (последнее препятствует попаданию влаги в теплоизоляционное покрытие). В качестве материала теплоизоляции рекомендуется обычно пенополиуретан, причем разработаны два варианта его нанесения на трубу: методом напыления и методом заливки в формообразующие оболочки.

Особое внимание уделяется сейчас природоохранным технологиям очистки полости трубопроводов и их испытаний на прочность: в условиях Крайнего Севера по предложениям ВНИИСТа рекомендуются экологические чистые технические средства с использованием сжатого воздуха или природного газа. Эти работы проводятся в соответствии с нормативными документами: “Технические предложения по снижению вредного влияния продуктов очистки полости, удаляемых из трубопровода”, М., ВНИИСТ, 1991 и “Технологический регламент на проектирование системы продувки трубо-

проводов со сбором загрязнений в конце очищаемого участка” (первая редакция), М., ВНИИСТ, 1992.

Таков далеко не полный перечень вопросов, которые необходимо решить при проектировании газосборных сетей в условиях Крайнего Севера. При эксплуатации систем сбора с появлением фактических данных по термобарическим режимам эксплуатации кустов скважин и дебитам скважин ряд технологических задач, решаемых при проектировании систем сбора, ставится заново. Например, возникает задача локального (на текущий год) и долгосрочного (три – пять лет и более) прогнозирования и нормирования расхода ингибиторов по предупреждению гидратообразования в газосборных сетях по прогнозным расчетам термобарических режимов шлейфов и коллекторов.

Что касается выбора способа подготовки газа и газового конденсата к дальнему транспорту, то он определяется основными факторами:

техническими требованиями на поставку газа в магистральные газопроводы в соответствии с ОСТ 51.40–93 (см. раздел 8.1);

требованиями к температуре осушенного газа на входе в головной участок газотранспортной системы (считается целесообразной транспортировка природного газа в зоне ММП с охлаждением его до температуры грунта: минус 2 – плюс 2 °С в центральной зоне распространения ММП и минус 2–7 °С в северной зоне, в том числе и применительно к месторождениям п-ова Ямал, однако эти положения дискуссионные и требуют дальнейшего анализа);

техническими требованиями на поставку стабильного газового конденсата потребителю в соответствии с ОСТ 51.65–80 (см. раздел 8.1);

составом пластового газа, наличием в нем тяжелых углеводородов, диоксида углерода, сероводорода, примесей инертных газов гелия);

давлением, температурой и дебитом газа на устье скважин и их динамикой по годам разработки месторождения (следует обратить здесь особое внимание на достоверность информации по температуре газа на устье скважин и, как следствие, по прогнозной температуре газа на входе в УКПГ, поскольку эта информация часто бывает недостоверной: известны случаи различия на 15–20 °С между проектной и фактической температурами газа на УКПГ);

наличием местных потребителей $C_{3+в}$, предполагаемым строительством газохимических комплексов (например, заводов по производству метанола методом неполного окисления метана кислородом воздуха, пластических масс из этансодержащего сырья и др.).

Газ готовят к транспортировке по следующим типовым технологическим схемам: адсорбционная осушка газа; абсорбционная осушка газа и газового конденсата; низкотемпературные процессы обработки газа (причем основным процессом является низкотемпературная сепарация, дополняемая блоками низкотемпературной абсорбции, конденсации и ректификации с использованием метанола или гликолей как ингибиторов гидратообразования и регенерацией последних методом ректификации). Предлагаются и “гибридные” технологические схемы, сочетающие элементы вышеуказанных технологий.

Применительно к месторождениям, содержащим в составе пластового газа “кислые” компоненты, обычно в первую очередь производится очистка газа от этих компонентов (например, аминами) и одновременно частичная его осушка, далее осуществляют доосушку газа адсорбционными методами (чаще всего с использованием цеолитов) и, наконец, газ обрабатывается в низкотемпературных процессах с целью выделения тяжелых углеводородов. Предлагаются и другие комбинированные технологии.

На чисто газовых месторождениях северных регионов для подготовки

газа в качестве основного (типового) процесса рекомендуется абсорбционный способ осушки газа высоконцентрированными водными растворами гликолей, тогда как адсорбционную осушку газа используют только при соответствующем технико-экономическом обосновании. Так, например, на месторождении Медвежье ряд УКПГ был построен с использованием адсорбционной осушки сеноманского газа (в качестве адсорбента применен силикагель), а при проектировании последующих УКПГ осуществлен переход на абсорбционные методы (с использованием диэтиленгликоля как адсорбента). В дальнейшем (на Уренгойском и Ямбургском ГКМ) исходя из технико-экономического обоснования было отдано предпочтение, к сожалению, абсорбционным методам, без сколь-нибудь глубокого системного анализа. В связи с общей оценкой экологической ситуации в стране, а также резким изменением структуры и динамики цен, активным привлечением инофирм к освоению месторождений, новыми возможностями при производстве технологического оборудования из-за конверсии и другими факторами необходимо вернуться к более углубленному анализу целесообразности применения адсорбционных систем осушки газа на чисто газовых месторождениях севера России. При этом полезным может оказаться многолетний опыт эксплуатации адсорбционных установок Надымгазпрома, обобщенный в ряде монографий и диссертаций.

На газоконденсатных месторождениях для подготовки газа в качестве основного (типового) процесса в настоящее время рекомендуется низкотемпературная сепарация с применением дроссель-эффекта для получения холода в начальной стадии эксплуатации месторождения и турбодетандеров или холодильных агрегатов на этапе падающей добычи. При соответствующем технико-экономическом обосновании эта основная технология может дополняться и другими низкотемпературными процессами. Например, на Уренгойском ГКМ обработка природного газа валанжинских залежей производится на УКПГ, эксплуатация которых первые десять – двенадцать лет возможна по методу низкотемпературной сепарации с применением эффекта Джоуля – Томсона (при этом ряд дросселирующих устройств заменен на высокопроизводительные газовые эжекторы: включение этих аппаратов струйной техники позволяет в значительной степени утилизировать газы низкого давления, снизить рабочее давление в трехфазных разделителях УНТС и т.д.). На Ямбургском ГКМ действует установка промышленной обработки валанжинского газа (УКПГ-1В), согласно проектному режиму которой сырой газ вначале проходит абсорбционную (диэтиленгликолевую) осушку, далее поступает на обработку по методу низкотемпературной сепарации, дополненной абсорбционной колонной в “хвосте” процесса (абсорбционная осушка + процесс НТА).

Сейчас получает все большее распространение новый технологический процесс подготовки газа, в какой-то мере промежуточный между абсорбционной осушкой газа и низкотемпературной сепарацией: в нем используется летучий абсорбент, являющийся одновременно и ингибитором гидратообразования (пока что на практике используется метанол, однако возможность и целесообразность применения того или иного летучего реагента, отличного от метанола, зависит главным образом от температурных уровней процесса). Основной “изюминкой” рассматриваемой технологии является циклическое распределение летучего абсорбента – отработанный реагент подается в голову технологического процесса, где и регенерируется (“саморегенерируется”), испаряясь непосредственно в поток теплого влажного газа. Таким образом, в ряде случаев отпадает необходимость в строительстве специальных устано-

вок регенерации осушителей и ингибиторов гидратообразования, так как их регенерация осуществляется непосредственно в потоке газа.

Установки комплексной подготовки газа включают ряд однотипных технологических линий или ниток (обычно от двух до восьми, причем имеется тенденция к увеличению как количества технологических линий, так и их производительности). Например, проектная производительность технологической линии на валанжинских УКПГ Уренгойского ГКМ составляет 208 тыс. м³ газа/ч (или 5 млн. м³/сут), разрабатывается технологическое оборудование на производительность 10–15 млн. м³/сут. Следует, однако, отметить, что увеличение производительности технологических линий приводит к резкому повышению требований к сепарационному и абсорбционному оборудованию, в связи с этим в настоящее время уделяется большое внимание разработке высокоэффективных массообменных и сепарационных элементов. Поэтому одну из технологических ниток часто проектируют как “опытную”, на которой первоначально обрабатывается новое технологическое оборудование либо те или иные варианты технологического процесса. Кроме того, обязательно предусматривается резервная нитка, что предоставляет возможность для технического обслуживания, ремонтных работ, последующих ревизий и модернизаций без снижения общей производительности УКПГ. При наличии ряда технологических ниток на УКПГ возникает актуальная проблема обеспечения равномерной загрузки по жидкой фазе входных сепараторов разных ниток. Сейчас эта проблема успешно решается введением специальных раздаточных коллекторов, а также посредством закольцовывания коллекторов вокруг УКПГ.

При проектировании установок и оборудования объектов добычи, сбора и подготовки газа и газового конденсата на весь период разработки месторождения обязательно должны учитываться и требования по резервированию производительности оборудования в связи с падением пластового давления, вводом в эксплуатацию ДКС и другими факторами, определяемыми проектом разработки. Например, число резервных машин на ДКС определяется в соответствии с нормативным документом ВСН 51-2-79. Тогда как требования по резервированию производительности оборудования установок подготовки газа в связи с падением пластового давления определяются через так называемый коэффициент запаса производительности

$$n = \sqrt{p_{\text{нач}} / p_{\text{пад}}},$$

где $p_{\text{нач}}$ – пластовое давление, отвечающее выходу месторождения на проектный отбор; $p_{\text{пад}}$ – пластовое давление на момент перехода месторождения в режим падающей добычи. Детальное обсуждение методик резервирования технологического оборудования выходит, однако, за рамки нашего общего анализа проблем обустройства месторождений.

Чтобы придать обсуждению несколько более конкретный характер, рассмотрим типичные вопросы, возникающие при выборе технологических схем подготовки газа к транспорту на примере некоторых еще дискуссионных технических решений по Бованенковскому месторождению.

Работы по программе “Ямал” чрезвычайно актуальны и активно проводились в последние десять лет специалистами ВНИИГАЗа, ЮжНИИГипрогаза и многих других организаций (см. публикации по технологиям обустройства Бованенковского месторождения). Первоочередными эксплуатационными объектами на Бованенковском месторождении являются сеноманские и

апт-альбские газовые залежи. Потенциальное содержание $C_{5+в}$ варьируется здесь в пределах $0,2-0,8 \text{ г/м}^3$, и в настоящее время на стадии проектных проработок может быть принято осредненное значение, равное $0,65 \text{ г/м}^3$. Фракционный состав конденсата до сих пор достоверно не известен и, по видимому, будет уточнен только после ввода месторождения в эксплуатацию.

Обсудим требования к качеству подготовки газа на этом месторождении. Согласно действующему ОСТ 51.40–93 точка росы газа по углеводородам для подобных тощих газов вообще не регламентируется (поскольку содержание конденсата в них не превышает 1 г/м^3), и, следовательно, перед подачей газа в магистральный газопровод необходимо обеспечить только осушку газа (по ОСТ 51.40–93 – до температуры точки росы $-20 \text{ }^\circ\text{C}$ зимой и $-10 \text{ }^\circ\text{C}$ летом). При этом вводится существенное дополнительное требование: температура осушенного товарного газа на входе в магистральный газопровод должна составлять $-2 \text{ }^\circ\text{C}$ зимой и $-7 \text{ }^\circ\text{C}$ летом. Это требование обусловлено прокладкой газопровода в зоне распространения многолетнемерзлых пород, причем анализ строения и свойств поверхностного слоя ММП показывает нежелательность существенного нарушения их температурного режима при тепловом взаимодействии с МГ. Прогнозные расчеты температурного режима головного участка МГ, проведенные специалистами ВНИИГАЗа, показывают, что температура в конце головного участка составит $-16 \text{ }^\circ\text{C}$ зимой и $-13 \text{ }^\circ\text{C}$ летом при давлении $\sim 5,2 \text{ МПа}$, причем именно головной участок характеризуется наиболее жестким температурным режимом по всей трассе газопроводов Ямал – Запад.

Попытаемся сформулировать требования к точке росы осушенного газа Бованенковского месторождения, исходя из представленных данных по рекомендуемому прогнозируемому термобарическому режиму на головном участке МГ.

Для определенности (с тем, чтобы не усложнять изложение некоторыми нюансами и техническими деталями) примем, что подготовка газа здесь будет осуществляться адсорбционным методом (либо абсорбционным, но в последнем случае пренебрежем фактором уноса гликоля в газотранспортную систему), хотя существуют и альтернативные технические решения по подготовке газа Бованенковского месторождения. Прежде всего подчеркнем, что в рассматриваемом случае указанную температуру газа в конце головного участка МГ, равную $-16 \text{ }^\circ\text{C}$ зимой (или $-13 \text{ }^\circ\text{C}$ летом), следует интерпретировать как граничную температуру, ниже которой термодинамически возможно выделение и накопление газогидратной фазы в газопроводе. Причем гидратоотложение в трубах при магистральном транспорте осушенного природного газа будет происходить посредством конденсации газогидратной фазы на стенку трубы непосредственно из газа, минуя выделение жидкой водной фазы. Разница между температурой газогидратной точки и температурой точки росы по (переохлажденной) капельной влаге составляет в указанных условиях примерно $4,5-5,5 \text{ }^\circ\text{C}$ (некоторое варьирование этого значения связано с зависимостью от состава газа, поскольку газогидратная точка “чувствительна” к составу газовой фазы по гидратообразующим компонентам). Температура газогидратной точки $-16 \text{ }^\circ\text{C}$ отвечает (измеряемой приборами конденсационного типа) температуре точки росы газа по влаге, равной минус $20,5-21,5 \text{ }^\circ\text{C}$, а температура газогидратной точки $-13 \text{ }^\circ\text{C}$ – точке росы газа по влаге, равной минус $17,5-18,5 \text{ }^\circ\text{C}$. Это означает, что соблюдение ОСТ 51.40–93 в зимнее время года почти (но не вполне) обеспечивает безгидратный транспорт товарного газа на головном участке МГ, однако формальное соблюдение ОСТа в летнее время приведет к отложению гидратов в газопроводе.

Следует отметить, что здесь все точки росы относили к переохлажденной жидкой водной фазе (измеряемой влагомерами конденсационного типа) и давлению 5,2 МПа (а также привязывали показатели ОСТА к этому давлению).

Если принять среднегодовую температуру газа в конце головного участка газотранспортной системы, равной минус 14–15 °С, то среднегодовая точка росы газа по влаге (при давлении 5,2 МПа) теоретически должна составить значение, близкое к минус 19–20 °С, чтобы обеспечить отсутствие накопления газогидратов на стенках труб. Причем постоянное соблюдение точки росы газа по влаге около –20 °С приведет к тому, что в зимний период газовые гидраты будут в небольшом количестве откладываться на стенках труб, сублимируясь в газовую фазу при более теплом режиме (в летнее время); влияние этого фактора (т.е. временного отложения газогидратов на стенках труб) на эффективность газотранспортной системы будет, по-видимому, не очень значительным.

Таким образом, для условий Бованенковского месторождения для обеспечения безгидратного транспорта газа на головном участке газотранспортной системы необходимы в среднем более жесткие требования к осушке газа на УКПГ, чем того требует отраслевой стандарт (если его положения относительно точки росы по влаге относить к давлению 5,2–5,5 МПа). Если же положения ОСТА интерпретировать как точку росы газа по влаге при максимальном давлении в МГ (т.е. относить нормативный показатель точки росы газа по влаге к давлению газа 7,5 МПа на выходе из УКПГ), то соблюдение ОСТА только на самом-самом “пределе” обеспечит отсутствие накопления отложения газогидратов в трубопроводе на головном участке МГ. Пожалуй, это первый случай в отечественной газовой промышленности, когда требования ОСТА отнюдь не являются избыточными. С учетом же некоторого разумного запаса по температуре (–3 °С) можно рекомендовать следующие требования к точке росы газа по влаге (отнесенные к давлению 7,5–7,7 МПа на выходе из УКПГ): минус 21–22 °С зимой и минус 17–18 °С летом (а среднегодовая точка росы рекомендуется около –20 °С). Соблюдение рекомендуемых показателей точек росы газа по влаге (по переохлажденной воде) на УКПГ (показатели точек росы отнесены к давлению 7,5–7,7 МПа) гарантированно обеспечит безгидратный транспорт осушенного газа на участке МГ, в том числе и в самом конце этого участка при рабочем давлении 5,2–5,5 МПа и указанных температурах –13 °С летом и –16 °С зимой, причем запас по температуре составит всего 3–3,5 °С.

Рассмотрим вопросы промышленной и заводской обработки нестабильного газового конденсата, получаемого из природного газа на УКПГ газоконденсатных месторождений. Как уже отмечалось, конденсат должен быть подготовлен к транспортировке в соответствии с ОСТ 53.65–80. Этот процесс может осуществляться непосредственно на УКПГ или же на отдельной установке по стабилизации конденсата (УСК или ГПУ). В последнем случае нестабильный (или частично стабилизированный) конденсат поступает по системе внутри- или межпромысловых конденсаторопроводов на соответствующую централизованную установку стабилизации сразу с нескольких УКПГ. Подобная схема (рис. 8.58) принята на Уренгойском и Ямбургском ГКМ: нестабильный конденсат с четырех валанжинских УКПГ Уренгойского ГКМ и с одной валанжинской УКПГ Ямбургского ГКМ поступает на Уренгойский завод подготовки газового конденсата (УЗПК) и далее – на Сургутский завод по стабилизации конденсата.

Газовый конденсат подготавливают к транспортировке по следующим

типовым технологиям: деэтанализация газового конденсата с получением газового конденсата $C_{3+в}$; дебутанизация газового конденсата с получением стабильного газового конденсата $C_{5+в}$.

Кроме того, на установках подготовки конденсата к транспорту может предусматриваться получение ШФЛУ, сжиженных газов или их фракций, моторного топлива и других продуктов газопереработки (главным образом речь идет о малогабаритных установках, производящих непосредственно на газовом промысле моторные топлива и другие углеводородные продукты, преимущественно на собственные нужды).

Дальнейшая переработка газового конденсата и ШФЛУ, поступающих с УКПГ газоконденсатных месторождений и установок стабилизации конденсата, осуществляется на газоперерабатывающих заводах (ГПЗ). На большинстве ГПЗ перерабатывается также и нефтяной газ. На ГПЗ с полным (или законченным) технологическим циклом имеются установки газодифракционирования (ГФУ), на которых из газового конденсата и ШФЛУ могут быть получены следующие продукты: этановая фракция, сжиженные газы, индивидуальные углеводороды (пропан, н-бутан, изобутан, пентаны), газовые бензины и дизельные топлива (технические условия на эти продукты см. в разделе 8.1).

Перед пуском в эксплуатацию УКПГ, ГПУ, ГПЗ должны быть детально разработаны технологические регламенты на все установки, содержащие следующие основные разделы:

- общая характеристика производства;
- характеристики исходного сырья, используемых реагентов и выпускаемой продукции;
- описание технологической схемы и процесса (приводятся показатели и нормы технологического режима в зависимости от состава сырья, а также допустимые пределы отклонения от этих показателей);
- схема и объем автоматизации технологического процесса;
- возможные неполадки технологического процесса, их причины и способы устранения;
- расходные нормы сырья, реагентов, энергии (электроэнергия, пар, газ на собственные нужды и пр.);
- порядок пуска, вывода установок на оптимальный технологический режим, правила остановки и их переключения на резервное оборудование;

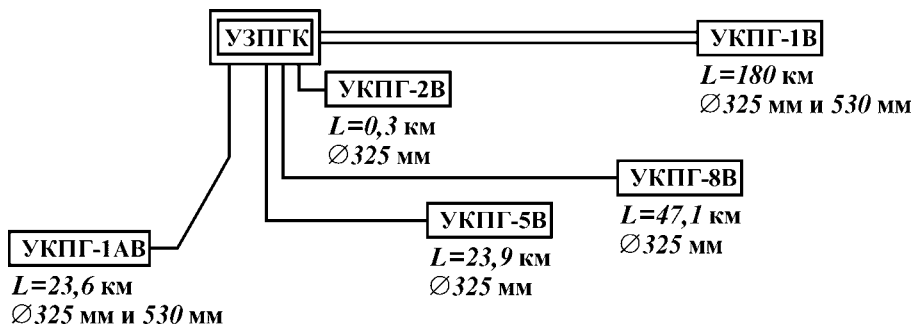


Рис. 8.58. Схема внутривидового транспорта нестабильного конденсата на Уренгойском и Ямбургском ГКМ:
УКПГ-1В – расположена на Ямбургском ГКМ; остальные – на Уренгойском ГКМ

контроль производства, включающий контроль показателей технологического процесса и описание применяемых методик контроля (контроль качества сырья, получаемых продуктов, используемых реагентов и промстоков); основные правила безопасного ведения процесса, а также действий персонала в нештатных ситуациях;

отходы производства, сточные воды и выбросы в атмосферу;

защита технологического оборудования от коррозии;

перечень технологических инструкций и инструкций по технике безопасности и пожарной профилактике.

Обычно технологические регламенты принимаются сроком действия до 5 лет, но они могут пересматриваться и чаще, например, при наличии изменений в технологии либо существенных отклонений от первоначального технологического режима, вызванного изменением состава сырья, уменьшением рабочего давления и т.п.

Другие существенные особенности проектирования газоперерабатывающих установок и заводов с выделением ряда характерных этапов технологического проектирования подробно изложены в ряде публикаций.

Перейдем к рассмотрению и анализу технологических проблем, возникающих при эксплуатации газовых и газоконденсатных месторождений.

При эксплуатации месторождений неизбежно появляются трудности и дополнительные осложнения, часто никак не предусмотренные соответствующими проектами разработки и обустройства (что отнюдь не всегда обусловлено недостаточно высоким качеством технологического проектирования).

Вот далеко не полный перечень возникающих проблем и “узких” мест:

выявляется недостаточная технологическая эффективность оборудования, в первую очередь сепарационного и теплообменного;

наблюдается ускоренная коррозия технологического оборудования и промысловых коммуникаций (что касается северных месторождений России, то эта проблема в северных условиях не встает очень остро, в частности из-за отсутствия в большинстве случаев в продукции скважин сероводорода и диоксида углерода; тем не менее ряд технологических проблем уже возникает на Ябургском месторождении, которые решаются с привлечением специалистов по коррозии из Волго-УралНИПИгаза и Оренбурггазпрома);

из-за выноса пластовой минерализованной воды происходит более интенсивное (чем предусмотрено проектом обустройства) засоление и загрязнение абсорбентов механическими примесями, а также загрязнение абсорбентов продуктами их окисления и осмоления;

появляется такое серьезное технологическое осложнение, как парафиноотложение на внутренних поверхностях теплообменного оборудования и в низкотемпературных сепараторах и разделителях (иногда это связано с наличием примеси нефти в продукции газоконденсатных скважин), что приводит к необходимости периодических остановок линий для их “пропарки”, а иногда – к целесообразности применения комплексных ингибиторов парафиногидратоотложения;

в силу ряда технологических и экономических причин возникает необходимость в модернизации оборудования с целью повышения его эффективности и производительности (часто это позволяет отказаться от строительства дополнительных УКПГ и осуществлять обработку газа на уже существующем оборудовании);

из-за изменения параметров сырья, изменения или колебания конъюнктуры рынка появляются потребности в производстве другой продукции (так,

на северных месторождениях возникает необходимость в строительстве малогабаритных установок по производству дизтоплива, бензина газоконденсатного, холодильных агентов и т.п.).

Таким образом, при эксплуатации систем сбора и промысловой подготовки имеют место те или иные (часто весьма существенные) отклонения от проектов разработки и обустройства месторождений, а также появляется ряд серьезных технологических осложнений. В то же время обоснованное резервирование оборудования до некоторой степени обеспечивает определенную технологическую “гибкость” процессов обработки газа, что позволяет системе адекватно “реагировать” на возникающие проблемы. Уже через несколько лет после ввода месторождения в эксплуатацию могут проводиться модернизация и/или реконструкция УКПГ, связанные с заменой тех или иных аппаратов или усовершенствованием технологических процессов. При уменьшении добычи газа с основного месторождения дозагрузка технологического оборудования может осуществляться вводом в эксплуатацию, например, дополнительного “купола” этого же месторождения либо ряда близлежащих небольших месторождений, на которых нецелесообразно реализовывать полный цикл промысловой подготовки газа и газового конденсата, а оказывается достаточным строительство только небольшой УППГ, с последующей транспортировкой продукции на головные сооружения (на основную УКПГ или же материнскую платформу применительно к морским месторождениям), иногда на значительные расстояния – 50 км и более.

Однако при межпромысловом транспорте сырого газа и нестабильного конденсата на значительные расстояния более остро, чем в традиционных системах промыслового сбора, встает проблема предупреждения гидратообразования (иногда – и парафиногидратообразования), поскольку температурный режим концевых участков трассы таких межпромысловых продуктопроводов близок к температуре окружающей среды (т.е. к температуре атмосферного воздуха при над- и наземной прокладке трубопроводов или же к температуре грунта при их подземной прокладке).

Для иллюстрации указанных положений приведем несколько достаточно наглядных примеров из отечественной практики эксплуатации северных газовых и газоконденсатных месторождений.

Так, на Уренгойском ГКМ на период начала эксплуатации валанжинских залежей (1985 г.) не была решена проблема утилизации отработанных растворов метанола (здесь метанол используется как антигидратный реагент в системах сбора и на установках НТС). Проектом обустройства предполагалось строительство одной централизованной установки регенерации метанола методом ректификации. Сырьем для этой установки должен был служить отработанный ВМР с нескольких УКПГ валанжинских залежей (на которых обрабатывается в год до 30 млрд. м³ газа). Однако на момент пуска первой валанжинской установки НТС (УКПГ-2В) к строительству централизованной системы регенерации ВМР еще не приступали. Не было даже заказано изготовление соответствующего оборудования. Проведенный специалистами ВНИИГАЗа и Уренгойгазпрома анализ сложившейся ситуации показал, что принятая в проекте обустройства технологическая схема сбора метанольной воды с последующей ее регенерацией на централизованной установке вообще практически не реализуема (в частности, перекачка ВМР низких концентраций невозможна без путевого подогрева в зимнее время года, экономически невыгодно регенерировать метанол из ВМР низких концентраций методом ректификации и т.д.). Анализ оборудования сеноманских УКПГ

показал наличие недействующих (резервных) колонн регенерации насыщенного ДЭГ. Это позволило разработать соответствующую технологическую схему регенерации ВМР с использованием колонн регенерации ДЭГ не по их “прямому” назначению, включающую: схему отдельного сбора ВМР на установках НТС, позволяющую исключать ее дополнительное разбавление до регенерации; схему регенерации ВМР методом ректификации с использованием запасного оборудования сеноманских УКПГ (с применением резервной колонны регенерации ДЭГ).

В это же время было обнаружено наличие высоких (а иногда и “избыточных”) концентраций метанола в ВМР в низкотемпературных сепараторах установок НТС, намечены пути вторичного использования этого достаточно концентрированного ВМР, а также разработаны технологические схемы циркуляции метанола в установках НТС, позволившие существенно сократить его расход на технологический процесс, а в некоторых благоприятных случаях отказаться и от традиционных установок регенерации метанола. Дальнейшее развитие этих идей привело к оформлению, по существу, серии новых технологических процессов промышленной обработки газа (ВНИИГАЗ, ПО “Уренгойгазпром” и впоследствии – Французский институт нефти), в которых имеет место рециркуляция летучих абсорбентов-ингибиторов гидратообразования. Последовало включение этих новых процессов в проекты обустройства ряда новых газоконденсатных месторождений Крайнего Севера, а также внедрение подобной технологии на действующих объектах Уренгойского и Ямбургского ГКМ. В частности, внедрение технологии оптимального использования метанола на установке НТА Ямбургского ГКМ (УКПГ-1В) позволяет в данном случае отказаться от диэтиленгликоля как реагента-осушителя. В итоге на УКПГ-1В оказалась исключенной из технологического цикла смонтированная (согласно проекту обустройства) установка регенерации ДЭГ. Ей было найдено другое технологическое применение: для производства дизтоплива на местные нужды.

Наконец, дальнейшее развитие указанной технологии циркуляции водометанольных растворов в установках типа НТС привело не только к новым технологическим схемам обработки газа, но и к новым технологиям утилизации ВМР очень низких концентраций с целью не допустить либо существенно уменьшить закачку метанола в поглощающие горизонты вместе со сточными водами.

В тот же период (начало эксплуатации валанжинских УКПГ Уренгойского ГКМ) не были последовательно решены и вопросы утилизации газов низкого давления (здесь имеются в виду газы разгазирования конденсата, газы деэтанализации, нефтяные газы и др.). С целью решения возникшей проблемы в технологическую схему НТС был включен эжектор типа “газ – газ”. Однако детальный анализ проблемы в целом показал, что для ее полного решения (т.е. в перспективе тушения всех “факелов” на газоконденсатных месторождениях) существующие эжекторные системы недостаточны и необходима разработка высокопроизводительных газовых эжекторов новых типов: многоступенчатых и многосопловых, работающих в сверхзвуковом режиме и позволяющих значительно увеличить степень сжатия газов низкого давления (довести ее до значения, как минимум, равного 10). ЦАГИ, ВНИИГАЗ и ПО “Уренгойгазпром” развивают это направление исследований по низкотемпературному компримированию газов, включающее разработку как нормального ряда эжекторов нового типа, так и технологических схем их использования.

Следует особо подчеркнуть, что в указанных примерах применения метанола и эжекторов в процессах подготовки газа в качестве “движущей силы” непосредственно используются избыточные давление и температура газового потока по сравнению с условиями магистрального транспорта газа. Таким образом, новые технологии являются энерго- и ресурсосберегающими, а также вполне экологически чистыми. А “родились” эти технологии из детального анализа недостатков проектирования систем обустройства месторождений, которые были выявлены уже в начальный период эксплуатации Уренгойского и Ямбургского ГКМ.

Продолжим перечень характерных примеров и ситуаций из промышленной практики.

Наличие двух основных залежей на Уренгойском ГКМ (сеномана и валанжина) и ввод валанжинских УКПГ на 7–8 лет позже первых сеноманских УКПГ приводит к возможности “совместной” эксплуатации этих двух объектов разработки. В настоящее время на сеноманских УКПГ введены в действие ДКС первой очереди, позволяющие повысить давление осушенного газа от 3,5–5 МПа до необходимого давления газа в головном участке газотранспортной системы. Некоторый запас мощности этих ДКС в принципе позволяет совместно компримировать на ДКС сеноманского газа не только сеноманский газ, но и валанжинский газ. Это дает возможность снижать давление в низкотемпературных сепараторах валанжинских УКПГ вплоть до 5–5,5 МПа и ниже, тем самым продлевая (на ряд лет) период эксплуатации установок НТС при проектных температурах сепарации $-25\text{ }^{\circ}\text{C}$ и ниже, без использования турбодетандерных агрегатов и без подключения ДКС в “голове” установок НТС газа валанжинских залежей. На Уренгойском ГКМ возникла задача оптимизации потоков осушенного газа сеноманских и валанжинских залежей с использованием имеющихся мощностей ДКС, а также включения в эту оптимизационную схему эжекторных устройств.

Рабочее давление на установках гликолевой осушки сеноманского газа продолжает снижаться, соответственно увеличивается скорость газа в абсорберах. Поэтому для сохранения производительности УКПГ при той же эффективности технологического процесса (степени осушки, допустимого капельного уноса ДЭГ и других показателей) пришлось провести их модернизацию. При вводе на сеноманских УКПГ ДКС, работающих до установок гликолевой осушки, появляется возможность реализовать интересные технологические схемы осушки газа на двух температурных уровнях, включив в технологическую схему стадию предварительной (“грубой”) осушки газа насыщенным раствором ДЭГ (до компримирования “сырого” газа на ДКС).

Унос абсорбента в дисперсном (аэрозольном) виде с установок осушки приводит к необходимости улавливания растворов гликоля на головной компрессорной станции по трассе МГ. Следовательно, перед специалистами-технологами встают актуальные задачи уменьшения уноса мелкодисперсного (туманообразного) ДЭГ за счет резкого улучшения эффективности сепарационного оборудования (причем в принципе возможен капельный унос гликолей практически до $1\text{--}2\text{ г}/1000\text{ м}^3$, хотя для реализации этого потребуются значительные усилия), а также разработки технологических схем более полного улавливания ДЭГ на КС с его частичной регенерацией.

Подобные технологические проблемы детально обсуждаются в разделе 8.2, посвященном абсорбционным технологиям промышленной подготовки газа.

В заключение общего (и предварительного) обсуждения проблем эксплуатации северных месторождений следует подчеркнуть, что в настоящее

время такие месторождения, как Вуктыльское, Западно-Соплесское, Вынгапуровское, Медвежье, уже работают в режиме падающей добычи и приближаются к режиму эксплуатации на поздней стадии разработки, тогда как крупнейшие месторождения отрасли – Уренгойское и Ямбургское в ближайшие годы вступят в период падающей добычи газа. Эти стадии разработки основных эксплуатируемых месторождений отрасли характеризуются следующими моментами: падением пластового давления и соответствующим снижением дебита скважин; продолжающимся обводнением эксплуатационного фонда скважин и пескопроявлением; старением фонда скважин и наземных газопромысловых объектов; в связи с уменьшением эксергии пластового флюида эксплуатационные скважины, оборудованные лифтовыми трубами большого диаметра (168 мм), оказываются не в состоянии выносить жидкость с забоя скважин (особенно это характерно для кустового расположения скважин и ограниченными возможностями регулирования работы скважин в кусте, в результате появляется эффект “самозадавливания” или автоглушения скважин, что имеет место на Медвежьем месторождении и прогнозируется в ближайшие годы на Ямбургском ГКМ); шлейфы скважин перестают работать в режиме постоянного выноса жидкой фазы, в связи с чем обостряется проблема предупреждения гидратообразования; падение давления приводит к ряду серьезных технологических проблем эксплуатации установок промышленной подготовки и появлению трудностей в обеспечении надлежащего качества товарного газа.

Все эти факторы и негативные моменты необходимо надежно прогнозировать и заблаговременно принимать надлежащие меры по устранению постоянно возникающих и/или обостряющихся технологических проблем.

Таким образом, краткий анализ проблем, которые возникают при проектировании и эксплуатации установок комплексной подготовки газа на северных месторождениях, показывает, что в отечественной газовой промышленности имеется достаточно широкий простор для научно-технических исследований, позволяющий не только проводить совершенствование существующих технологий (“приспосабливая” их к реальным особенностям эксплуатации того или иного месторождения), но и в ряде случаев находить существенно новые технические решения, которые, на взгляд авторов, в дальнейшем могут и коренным образом изменить “лицо” отрасли: сделать технологические процессы энерго- и ресурсосберегающими, а также обеспечить повышающиеся требования к охране окружающей среды.

8.5

АКТУАЛЬНЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИИ ДОБЫЧИ ГАЗА В ОСЛОЖНЕННЫХ УСЛОВИЯХ

Выделим наиболее перспективные с точки зрения авторов направления работ по развитию современных технологий промышленной подготовки газа газовых и газоконденсатных месторождений (теоретические, эксперимен-

тальные, методические и промышленные исследования, а также технологическое проектирование объектов обустройства месторождений).

В области общетеоретических исследований, направленных на создание методической базы для последующего совершенствования техники и технологии промышленных систем добычи газа

1. Развитие прикладной термодинамики углеводородных систем, в частности построение новых типов уравнений состояния многокомпонентных углеводородных смесей, пригодных для описания флюидальных систем не только вблизи критической точки, но и в окрестности спинодали (т.е. описание метастабильных состояний природных углеводородных систем). Такие модификации уравнений состояния остро необходимы при оптимизации режимных параметров газодинамических устройств новых типов, а также при разработке современных технологий сверхкритической экстракции для утилизации и очистки сточных вод, а также регенерации летучих ингибиторов гидратообразования при их малой концентрации.

2. Разработка для рельефных трубопроводов новых моделей течения многофазных сред в нестационарном режиме, в том числе и при учете возможности гидратообразования. Например, до сих пор практически отсутствует корректное гидрогазодинамическое описание поведения головных участков магистральных газотранспортных систем, работающих в режиме накопления и периодического (залпового) выноса накопившейся в застойной зоне жидкой фазы (метанола, гликолей, углеводородного конденсата и нефти).

3. Построение современных математических моделей процессов и аппаратов промышленной обработки газа с детальным учетом не только термодинамического, но и кинетического аспекта (модели реальных аппаратов с учетом процессов теплообмена и многофазности рабочей среды). Наличие подобных апробированных моделей технологических аппаратов с их адаптацией (параметризацией) непосредственно по фактическим промышленным данным позволит поднять технологическое проектирование систем обустройства месторождений на качественно новый уровень.

4. Построение термомеханических моделей, описывающих причины и механизмы стабилизации (сохранения) при определенных условиях метастабильных газогидратных систем (т.е. теоретическое рассмотрение эффектов самоконсервации и принудительной консервации газовых гидратов).

В области экспериментальных и промышленных исследований

1. Прежде всего – это проведение фундаментальных физико-химических исследований по кинетике образования и разложения газовых гидратов, в том числе и в присутствии добавок разных классов поверхностно-активных веществ (водорастворимых полимеров, криопротекторов, кремнийорганических и фторорганических ПАВ). Представляют интерес попытки обнаружения новых метастабильных структур газовых гидратов при использовании водорастворимых полимерных добавок, поскольку применение подобных веществ иногда дает возможность глубоко вторгнуться в газогидратную область фазовой диаграммы с последующим образованием неизвестных форм существования газогидратов (и не только собственно кристаллогидратов, но и коллоидных газогидратных структур – мезофаз). Весьма актуально углубленное изучение эффекта консервации газогидратных и ледяных структур, который

можно трактовать как метастабильное состояние кристаллических водных каркасов, находящихся в существенно перегретом состоянии. В частности, легко получается метастабильное состояние обычного гексагонального льда, покрытого слоем термодинамически стабильного газового гидрата при температурах выше 0 °С (вплоть до комнатных температур). Другой в практическом отношении важный аспект – принудительная конвертация в области положительных по Цельсию температур и низких давлений (плоть до атмосферного) газогидратов тех газов, которые образуют гидраты при относительно высоких давлениях (метан, азот и т.д.) покрытием их поверхности гидратами других газов или летучих органических соединений (пропана, изобутана, диоксида углерода, фреонов, тетрагидрофурана, оксида этилена и пр.), термодинамически стабильных при низких давлениях и положительных температурах. Это позволяет не только расширить границы термобарических условий реализации эффектов самоконсервации и принудительной консервации гидратов, но и найти им вполне реальное применение (например, при разработке новых перспективных систем транспорта и хранения природного газа).

2. Целенаправленный поиск и испытания новых классов ингибиторов гидратов (поскольку проблему замены метанола на другие, менее токсичные и эффективные, ингибиторы нельзя считать сколько-нибудь решенной, причем, на взгляд авторов, можно предложить для детального тестирования еще недостаточно исследованные антигидратные реагенты, например в классе так называемых криопротекторов). Здесь имеются в виду разработки новых типов и адаптация к российским условиям уже предложенных зарубежными фирмами кинетических ингибиторов гидратообразования, а также ингибиторов гидратоотложения (т.е. веществ-диспергаторов, обеспечивающих многофазный транспорт углеводородных смесей в режиме гидратообразования без отложения гидратов в промысловых коммуникациях). Представляет интерес и разработка комплексных составов ингибиторов, предотвращающих процесс коррозии и солепарафиногидратные отложения. При этом необходимо дать всесторонний анализ технологических возможностей и экономической целесообразности применения как кинетических ингибиторов гидратов, так и реагентов-диспергаторов для систем сбора и промышленной подготовки северных газовых месторождений России и в перспективе месторождений арктической шельфовой зоны. Сейчас наиболее целесообразно проведение промысловых испытаний ряда разработанных западными фирмами ингибиторов-диспергаторов на эксплуатируемых северных месторождениях России (прежде всего – на Уренгойском и Ямбургском).

3. Экспериментальное изучение в лабораторных условиях кинетики быстрой и сверхбыстрой конденсации тяжелых компонентов из природного газа в газодинамических устройствах, включая и режимы спиноподобного распада с последующим математическим моделированием таких быстропротекающих процессов.

В области совершенствования промышленного оборудования

1. Разработка конструктивно надежных аппаратов воздушного охлаждения “сырого” газа с широкими возможностями регулирования их температурного режима, обеспечивающих более равномерное охлаждение газа с целью снижения опасности “загидрачивания” теплообменных трубок АВО.

2. Апробация и доводка нового поколения промышленного сепарационного

оборудования (концевых сепараторов) с существенно пониженными уносами жидкой фазы. Этот вопрос особенно актуален сейчас для планируемых к разработке месторождений Крайнего Севера.

3. Разработка входных сепараторов на головных компрессорных станциях при более полном учете специфики гидрогазодинамических режимов работы головных участков газотранспортных систем с целью резкого снижения уноса жидкой фазы в магистральные газопроводы и последующей утилизации жидкой фазы (например, “вторичного” ДЭГ).

4. Проработка разнообразных вариантов конструкций сепараторов-десорберов, т.е. аппаратов, предназначенных для отпарки летучих ингибиторов гидратообразования в технологических схемах промышленной обработки газа с рециркуляцией ингибиторов.

5. Реализация на практике существенно новых типов газодинамических устройств (двух- и многоступенчатых сверхзвуковых эжекторов типа “газ – газ”, вихревых труб нового поколения, принципиально новых конструкций газодинамических сепараторов, пульсационных охладителей газа и пр.), использование которых в перспективе значительно преобразует лицо отрасли.

6. Разработка теплообменного оборудования с интенсификацией процесса теплообмена, учитывающего реальные особенности эксплуатации в промышленных условиях (т.е. при наличии в газе углеводородного конденсата и парафинов, при возможности коррозии: все это иногда очень резко снижает эффективность теплообменного оборудования, оптимизированного в лабораторных условиях). Также представляют определенный интерес промышленные варианты теплообменников-дефлегматоров, для которых имеется ряд интересных и оригинальных возможностей использования в технологических схемах промышленной подготовки газа.

7. Разработка нового поколения контрольно-измерительной аппаратуры, основанной на современных физических и физико-химических принципах. Подобная аппаратура крайне необходима для реальной автоматизации и оптимизации технологических процессов газовой промышленности. Особый интерес вызывают последние варианты СВЧ-приборов для дифференцированного определения точек росы газа как по водной фазе (воде, переохлажденной воде, водным растворам летучих и малолетучих ингибиторов-абсорбентов, льду и газовых гидратам), так и по жидкой углеводородной фазе.

*В области технологического проектирования обустройства
новых месторождений, а также при модернизациях технологии
на действующих объектах добычи газа*

1. Разработка новых технологических процессов промышленной обработки парафинсодержащих газов газоконденсатных месторождений. Актуальность этого направления резко возросла в связи с началом освоения ачимовских горизонтов Уренгойского нефтегазоконденсатного месторождения. Необходима и детализация промышленных версий низкотемпературных процессов обработки этансодержащих природных газов на температурном уровне минус 60–80 °С с учетом перспектив строительства газохимических комплексов.

2. Дальнейшее развитие и активное внедрение новых низкотемпературных процессов промышленной и заводской обработки природных газов газоконденсатных месторождений, в которых используются летучие органические реагенты, являющиеся одновременно и осушителями, и ингибиторами гидратообразования, с регенерацией и утилизацией этих абсорбентов-

ингибиторов непосредственно в самом технологическом процессе за счет энергии обрабатываемого потока газа. Проработка модификаций подобных низкотемпературных процессов не только для промышленной обработки жирных газов газоконденсатных залежей, но и для тощих газов газовых месторождений.

3. Важно еще отметить, что при проектировании обустройства новых газовых и газоконденсатных месторождений необходимо во всех деталях разрабатывать “архитектуру” систем сбора и промышленной подготовки, специально адаптированную и оптимизированную под новые технологии. Здесь же следует упомянуть целесообразность использования новых методологических подходов к прогнозированию и нормированию удельных расходов метанола и гликолей, основанных на долгосрочном прогнозе изменения параметров функционирования газопромышленных объектов и учитывающих не только особенности, но и перспективы совершенствования промышленных систем в части снижения технологических потерь реагентов.

4. Совершенствование технологий абсорбционной (гликолевой) осушки газа северных месторождений применительно к периоду падающей добычи и подключения компрессорных станций в “голове” технологического процесса осушки. Здесь помимо анализа возможности использования в каком-то смысле “новых” для отрасли абсорбентов (например, ТЭГ) следует основное внимание уделить вариантам двухстадийных технологических схем гликолевой осушки тощих газов на двух температурных уровнях с рециркуляцией абсорбента между ступенями осушки, более эффективным использованием холода окружающей среды, а также применением аппаратов воздушного охлаждения газа нового поколения. При использовании таких модифицированных технологических схем абсорбционной осушки газа резко уменьшается острота проблемы гидратоотложения в АВО сырого (или же частично осушенного) газа, а также могут быть без каких-либо серьезных проблем реализованы требования к показателям качества товарного газа.

5. Представляется до сих пор не вполне решенной проблема предупреждения и ликвидации гидратов при внутрипромысловом и магистральном транспорте жидких легких углеводородов (нестабильного углеводородного конденсата, сжиженного этана, широкой фракции легких углеводородов – ШФЛУ). В целом неудовлетворительно разработана на сегодняшний день и технология предупреждения гидратных отложений в нефтяных скважинах и системах сбора нефти арктических месторождений, особенно в тех случаях, когда процессу гидратообразования сопутствуют еще парафино- и солеотложения.

6. Наконец, следует отметить особую актуальность разработки технологических схем процессов промышленной и заводской обработки природного газа, использующих достижения газодинамики многофазных сред и современные физико-химические методы интенсификации технологических процессов. Здесь в первую очередь имеются в виду варианты использования в технологических схемах разнообразных газодинамических устройств.

Разработка и последующее внедрение в практику технологического проектирования указанных выше энерго- и ресурсосберегающих технологий XXI века приведут не только к сокращению капитальных и эксплуатационных затрат на обустройство и эксплуатацию газовых промыслов, но и в значительной мере повысят надежность и “экологическую безопасность” технологических процессов сбора и промышленной подготовки природного газа на северных месторождениях.