

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

**Н.В. Ушева, Е.В. Бешагина, О.Е. Мойзес, Е.А.
Кузьменко, А.А. Гавриков**

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ И МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ И ГАЗА

*Рекомендовано в качестве учебного пособия
Редакционно-издательским советом
Томского политехнического университета*

2-е издание

Издательство
Томского политехнического университета
2013

УДК 622.276(075.8)

ББК 33.361я73

Т384

Ушева Н.В.

Т384 Технологические основы и моделирование процессов промышленной подготовки нефти и газа: учебное пособие / Н.В. Ушева, Е.В. Бешагина, О.Е. Мойзес, Е.А. Кузьменко, А.А. Гавриков; Томский политехнический университет. – 2-е изд. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2013. – 128 с.

В пособии изложены технологические основы процессов сепарации, коалесценции и отстаивания, а также рассмотрены основные аппараты, в которых протекают эти процессы. Приведен обзор технологических установок промышленной подготовки нефти и газа, рассмотрено влияние различных параметров на качество получаемых продуктов подготовки. Описаны основы построения математических моделей, рассматриваемых процессов.

Пособие предназначено для студентов, обучающихся по профилю подготовки «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов» и магистерской программы «Химическая технология топлива и газа» по направлению «Химическая технология», а также по направлению «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии».

УДК 622.276(075.8)

ББК 33.361я73

Рецензенты

Кандидат химических наук, старший научный
сотрудник ИХН СО РАН

Ю.В. Лоскутова

Кандидат технических наук, научный сотрудник

ОМК ТО СО РАН

Р.М. Минин

© ФГБОУ ВПО НИ ТПУ, 2012

© Ушева Н.В., Бешагина Е.В., Мойзес О.Е.,
Кузьменко Е.А., Гавриков А.А., 2012

© Оформление. Издательство Томского
политехнического университета, 2013

ВВЕДЕНИЕ	5
1. ФАЗОВЫЕ РАВНОВЕСИЯ В МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЯХ	6
1.1. Методы расчета фазовых равновесий	8
1.1.1. Равновесие жидкость – пар	8
1.1.2. Фазовое равновесие в системе пар – жидкость – жидкость	9
1.1.3. Метод расчета констант фазового равновесия компонентов природных нефтегазовых смесей	12
Вопросы для самоконтроля	15
2. СЕПАРАЦИЯ НЕФТИ И ГАЗА	16
2.2. Физико-химические основы процесса сепарации	24
2.2.1. Основные положения	24
2.2.2. Механизм выделения газа из нефти	28
2.3. Моделирование процесса сепарации	35
2.3.1. Моделирование процесса сепарации в равновесных условиях	35
2.3.2. Моделирование процесса сепарации в динамических условиях	37
2.3.2.1. Влияния капельного и пузырькового уноса на составы и расходы материальных потоков	39
2.3.2.2. Расчет КПД многоэлементного сепаратора и их каскада	44
Для двух элементов выражение будет иметь вид:	45
Вопросы для самоконтроля	46
3. ОБРАЗОВАНИЕ ЭМУЛЬСИЙ В ПРОЦЕССЕ ДОБЫЧИ И ТРАНСПОРТИРОВКИ НЕФТИ	47
3.1. Нефтяные эмульсии и их характеристика	47
3.2. Основные физико-химические свойства нефтяных эмульсий	48
3.3. Методы разрушения водонефтяных эмульсий	52
3.4. Классификация и основные принципы выбора деэмульгаторов	56
3.5. Моделирование процесса каплеобразования	62
3.5.1. Трубная деэмульсация и расчет среднего диаметра капли в эмульсии	62
3.5.2. Распределение капель по размерам в процессе укрупнения эмульсии	65
Вопросы для самопроверки	69
4. ПОДГОТОВКА НЕФТИ К ТРАНСПОРТУ	70
4.1. Процесс отстаивания	70
4.2. Конструкции отстойных аппаратов	72
4.3. Сравнение горизонтальных отстойников с вертикальным и горизонтальным потоком эмульсии	76
4.4. Моделирование процесса отстаивания	79
4.5. Методики расчета остаточной обводненности нефти	81
Вопросы для самоконтроля	84
5. ТЕХНОЛОГИЯ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ	85

5.1. Технологические схемы промысловой подготовки нефти	85
5.2. Обезвоживание и обессоливание нефти.....	89
Вопросы для самоконтроля	93
6. ТЕХНОЛОГИЯ ПОДГОТОВКИ ГАЗОВ И ГАЗОВЫХ КОНДЕНСАТОВ	94
6.1. Способы подготовки природного газа и газового конденсата	95
6.2. Влагосодержание природного газа	100
6.3. Гидратообразование	101
6.4. Предотвращение образования гидратов при подготовке газа и конденсатов.....	106
Вопросы для самоконтроля	109
7. ПРИМЕНЕНИЕ МОДЕЛИРУЮЩИХ СИСТЕМ В РАСЧЕТАХ ТЕХНОЛОГИИ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ И ГАЗА.....	110
ГЛОССАРИЙ	117
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	123

ВВЕДЕНИЕ

Продукция скважин на нефтяных промыслах, газовых и газоконденсатных месторождениях представляют собой многофазную многокомпонентную смесь. Природный газ, газовый конденсат и нефть поступающие из скважин, содержат большое количество различных примесей, которые препятствуют их дальнейшей транспортировке и переработке. Так, например, содержание пыли и механических примесей в газе способствует истиранию металла, вызывает его износ, приводит к выходу из строя уплотнительных колец, клапанов и гильз цилиндров поршневых компрессоров, снижает их коэффициент полезного действия. Механические частицы отлагаются на поверхности труб и резко снижают коэффициент теплопередачи. Другой важной проблемой является наличие влаги, которая вызывает коррозию оборудования, а при обработке газового конденсата, за счет снижения температуры в системе, происходит конденсация водяных паров и, следовательно, образование в ней водного конденсата. Гидраты, отлагаясь в газопроводах, уменьшают их сечения, а иногда приводят к аварийным остановкам. Кроме того, в природном газе содержатся тяжелые углеводороды C_5-C_7 , которые являются ценным сырьем для химической промышленности и также способствуют образованию гидратов [1].

Основной проблемой при подготовке нефти на старых месторождениях является ее обезвоживание и обессоливание, так как в процессе эксплуатации повышается доля воды в сырой нефти и изменяются ее физико-химические свойства. На практике проблему обезвоживания чаще всего решают без глубокого анализа причин плохого разделения: за счет увеличения объемов оборудования, повышения расхода реагента, температуры, что приводит к росту расходов на подготовку нефти.

В учебном пособии рассмотрены основы технологических процессов подготовки нефти и газа: сепарации, коалесценции и отстаивания; основные проблемы, возникающие при подготовке и транспортировке сырья, а также методы математического моделирования этих процессов.

Известно, что вопросы проектирования и оптимизации процессов на действующих установках подготовки нефти (УПН) и газа (УКПГ) решались в основном опытным путем, что всегда было сопряжено с большой вероятностью ошибок и недочетов, которые устранялись на стадии эксплуатации [2].

Актуальной задачей является применение методов математического моделирования для сокращения времени проектирования и трудоемкости, так как основные расчеты выполняются с применением ЭВМ. Поэтому важным является использование различных моделирующих систем, предназначенных для всестороннего исследования технологических режимов, прогнозирования протекания процессов первичной подготовки нефти, газа и газового конденсата в динамике разработки месторождения и оптимизации процессов [3].

1. ФАЗОВЫЕ РАВНОВЕСИЯ В МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЯХ

Необходимость моделирования массообменных процессов в многокомпонентных гетерогенных системах возникает как при проектировании разработки и эксплуатации месторождений газа и газового конденсата, так и при проектировании технологических процессов переработки углеводородного сырья. Решение этих задач связано с расчетом фазовых равновесий.

Система, состоящая из нескольких фаз, называется гетерогенной. Фазой называется совокупность гомогенных частей системы, одинаковых по составу, химическим и физическим свойствам и отграниченных от других частей поверхностью. Жидкие и твердые фазы называются конденсированными. Равновесие в системе, состоящей из нескольких фаз, называется гетерогенным или фазовым [4,5].

Двухфазные равновесия. Природный газ – вода. Равновесия представляют интерес при описании процессов промышленной обработки газа и в пластовых условиях. Анализ равновесия «природный газ – переохлажденная вода» весьма существенен при определении точки росы газа по влаге с использованием влагомеров конденсационного типа [6].

Природный газ – водный раствор ингибиторов и/или осушителей (метанол, гликоли и др.).

Природный газ – лед. Это равновесие интересно при анализе возможности выделения льда в арктических газопроводах при недостаточной степени осушки газа.

Природный газ – газовые гидраты. Такое равновесие интересно с точки зрения осаждения гидратов на холодных стенках промысловых коммуникаций непосредственно из недосушенного природного газа (содержащего водяные пары) [6].

Растворенный в воде газ – газовые гидраты. Представляет интерес при анализе потенциально возможных механизмов гидратообразования и гидратонакопления в природных условиях из растворенного в пластовых водах газа.

Также существуют двухфазные равновесные системы: лед – газовые гидраты; водный раствор газа – лед; жидкий (сжиженный) гидратообразователь – гидрат.

Фазовые равновесия в системах природных углеводородов имеют свои особенности и представляют самостоятельную область исследования. Фазовое состояние пластовых систем определяет стратегию разработки месторождения и непосредственно влияет на компонентоотдачу пласта. Именно с этим связан повышенный интерес исследователей к данной проблеме. Основная сложность моделирования фазовых превращений связана с определением постоянных фазового равновесия компонентов смеси [3].

Трехфазные равновесия. Природный газ – вода (с растворенным газом либо водный раствор ингибитора) – газовые гидраты. Это основной тип фазового равновесия, определяющий так называемую «кривую гидратообразования», которая определяет на фазовой диаграмме область существования газогидратной фазы в системах внутри промыслового сбора и промысловой подготовки газа. Информация относительно этого равновесия постоянно используется в технологических расчетах процессов предупреждения и ликвидации гидратов в системах добычи газа.

Природный газ – лед – газовые гидраты.

Природный газ – водный раствор ингибитора – газовые гидраты. Необходимость анализа этого равновесия возникает при расчетах расхода термодинамических ингибиторов гидратообразования с целью обоснования тех или иных решений по сокращению эксплуатационных затрат на предупреждение гидратообразования.

Сжиженный газ (нестабильный конденсат, широкая фракция легких углеводородов, далее ШФЛУ) – вода (водный раствор ингибитора) – газовые гидраты. Это равновесие часто реализуется при транспорте сжиженных углеводородных систем (нестабильного конденсата и ШФЛУ).

Сжиженный газ – лед – газовые гидраты.

Разумеется, возможны и более сложные типы фазовых равновесий, например, появление в промысловых системах помимо газогидратной ещё одной твердой фазы – парафинов. Однако на обсуждении подобных более сложных равновесий мы не останавливаемся, поскольку появление парафиногидратных отложений в промысловых системах характерно главным образом для нефтегазовых месторождений [7].

Из вышеуказанного списка равновесий природного газа с водными фазами мы остановимся ниже только на тех равновесиях, которые наиболее интересны с точки зрения проектирования и эксплуатации систем сбора и промысловой обработки природного газа и газового конденсата. Прежде всего, имеются в виду трехфазные равновесия «газ – жидкая водная фаза – газовые гидраты», а также двухфазные равновесия, характеризующие возможность выделения (конденсации) из недосушенного газа воды, льда и газовых гидратов при охлаждении газового потока.

Массообменные процессы широко распространены в химической технологии. Такие процессы могут быть целенаправленными, а также могут протекать одновременно с химическими процессами [4].

Массообменные процессы (например: сепарация, ректификация) применяются для разделения сложных смесей веществ, как на стадиях подготовки, так и на стадиях переработки нефти или газа.

Расчет этих процессов основывается на определении фазового равновесия.

1.1. Методы расчета фазовых равновесий

1.1.1. Равновесие жидкость – пар

Запишем уравнения материального баланса для одного моля смеси и каждого компонента:

$$V + L = 1, \quad (1.1)$$

$$Vy_i + Lx_i = z_i, \quad (1.2)$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n z_i = 1, \quad (1.3)$$

где V – мольная доля газовой фазы;

L – мольная доля жидкой фазы;

y_i – мольная доля i компонента в газовой фазе;

x_i – мольная доля i компонента в жидкой фазе;

z_i – мольная доля i компонента в смеси

Распределение компонентов между фазами наиболее часто выражают через константы фазового равновесия:

$$K_i = y_i / x_i, \quad (1.4)$$

Комбинируя приведенные уравнения, можно получить

$$y_i = \frac{z_i}{V + 1 - V / K_i}, \quad (1.5)$$

Решая эти уравнения методом последовательных приближений, получают составы фаз и доли паровой и жидкой фаз в смеси.

Чтобы избежать лишних вычислений следует сначала убедиться, что смесь при данных условиях находится в двухфазном состоянии. Для этого рекомендуется предварительно вычислить следующие функции:

$$S_1 = \sum z_i K_i, \quad (1.6)$$

$$S_2 = \sum z_i / K_i. \quad (1.7)$$

Если S_1 и S_2 больше единицы, то смесь находится в двухфазном состоянии, если S_1 , меньше единицы, то существует одна жидкая фаза, если S_2 меньше единицы, то одна газовая фаза. Точка росы соответствует $S_2 = 1$, точка начала кипения $S_1 = 1$.

Константы фазового равновесия зависят от температуры, давления и состава фаз. Современные методы расчета констант фазового равновесия основаны на строгих термодинамических соотношениях и уравнениях состояния.

1.1.2. Фазовое равновесие в системе пар – жидкость – жидкость

Природные газы обычно содержат воду и, кроме того, могут содержать метанол и гликоли, которые добавляются в процессе добычи и подготовки газа. Эти жидкости или их смеси имеют ограниченную растворимость в жидких углеводородах и поэтому может существовать вторая жидкая фаза, которую, в общем, будем называть водной, но в конкретном случае в зависимости от состава – водной, метанольной или гликолевой.

Для трехфазного равновесия уравнение имеет следующий вид:

$$f_i^v y_i = f_i^L x_i = f_i^W x_i^W, \quad (1.8)$$

где x_i^W – мольная доля i компонента в водной фазе;

ϕ_i^W – коэффициенты летучести i компонента в газовой, жидкой и водной фазах.

Уравнения материального баланса будут иметь вид:

$$V + L + W = 1, \quad (1.9)$$

$$V y_i + L x_i + W x_i^W = z_i, \quad (1.10)$$

где W – мольная доля водной фазы.

К уравнению добавляем следующую составляющую:

$$\sum_{i=1}^n x_i^W = 1, \quad (1.11)$$

Распределение компонентов между фазами может быть выражено через следующие константы фазового равновесия:

$$\begin{aligned} K_i^{VL} &= \frac{y_i}{x_i}, \\ K_i^{VW} &= \frac{y_i}{x_i^W}, \\ K_i^{LW} &= \frac{x_i}{x_i^W}. \end{aligned} \quad (1.12)$$

Комбинируя уравнение (1.3) с любыми двумя из трех (1.5), получим выражения для расчета составов фаз:

$$\begin{aligned} x_i &= \frac{z_i}{VK_i^{VL} + L + WK_i^{VL} / K_i^{VW}}, \\ x_i^W &= \frac{z_i}{VK_i^{VW} + LK_i^{VW} / K_i^{VW} + W}, \\ y_i &= \frac{z_i}{V + L / K_i^{VL} + W / K_i^{VW}}. \end{aligned} \quad (1.13)$$

Для определения составов всех фаз и их количеств достаточно иметь два любых набора констант фазового равновесия.

Решение приведенных уравнений с целью определения составов фаз и их числа производится методом последовательных приближений.

Другой способ расчета трехфазного равновесия заключается в последовательном расчете двухфазного равновесия. Например, сначала рассчитывается равновесие пар – углеводородная жидкость, затем пар – водная жидкость, после чего все повторяется. Расчет продолжается до тех пор, пока не установятся постоянные величины V , L , W и составы фаз. Этот способ показал довольно быструю и надежную сходимость.

Из уравнений (1.8), (1.12) можно получить:

$$\begin{aligned} K_i^{VL} &= \varphi_i^L / \varphi_i^V, \\ K_i^{VW} &= \varphi_i^W / \varphi_i^V, \\ K_i^{LW} &= \varphi_i^W / \varphi_i^L. \end{aligned} \quad (1.14)$$

Наибольшее применение для расчета фазовых равновесий в смесях углеводородов получили уравнения Бенедикта-Вебба-Рубина, Стерлинга-Хана, Соава, Пенга-Робинсона [8, 9].

В настоящее время преимущество отдается двум последним, так как они значительно проще, более универсальны, легче поддаются модификации для включения неуглеводородных веществ и расчета трехфазного равновесия.

Далее будет рассмотрено уравнение состояния Пател-Тей, которое является обобщающим по отношению к уравнениям Соава и Пенга-Робинсона и за счет дополнительного параметра позволяет более точно предсказывать плотность тяжелых углеводородов и полярных компонентов.

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b) + c(v-b)}, \quad (1.15)$$

где

$$a = \Omega_a R^2 T_{кр}^2 / p_{кр} \cdot \alpha, \quad (1.16)$$

$$b = \Omega_b RT_{кр} / p_{кр}, \quad (1.17)$$

$$c = \Omega_c RT_{кр} / p_{кр}, \quad (1.18)$$

$$\alpha = 1 + F(1 - \sqrt{T/T_{кр}})^2, \quad (1.19)$$

Числовые коэффициенты $\Omega_a, \Omega_b, \Omega_c$ определяются из следующих условий для критической точки:

$$\begin{aligned}\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_{T_{кр}} &= 0, \\ \left(\frac{\partial^2 P}{\partial V^2}\right)_{T_{кр}} &= 0, \\ \frac{p_{кр} \cdot V_{кр}}{R \cdot T_{кр}} &= \zeta_c.\end{aligned}\tag{1.20}$$

В результате получаем:

$$\Omega_c = 1 - 3\zeta_c, \tag{1.21}$$

$$\Omega_a = 3\zeta_c^2 + 3(1 - 2\zeta_c)\Omega_b + \Omega_b^2 + 1 - 3\zeta_c, \tag{1.22}$$

где Ω_b – наименьший положительный корень кубического уравнения.

$$\Omega_b^3 - (2 - 3\zeta_c)\Omega_b^2 + 3\zeta_c^2 - \zeta_c^3 = 0. \tag{1.23}$$

Из уравнения (1.13) следует, что параметр ζ_c соответствует коэффициенту сжимаемости в критической точке ($z_{кр}$). Однако в данном случае ζ_c является эмпирическим параметром, отличным от истинного $z_{кр}$ вещества.

В уравнении Соава величина ζ_c для всех веществ принята равной 0,3333, а в уравнении Пенга-Робинсона $\zeta_c = 0,3074$. Если в уравнения (1.22) подставить $\zeta_c = 0,3333$, то параметр c будет равен нулю, и уравнение (1.18) приводится к уравнению Соава, если $\zeta_c = 0,3074$, то $c = b$ и уравнение (1.18) приводится к уравнению Пенга-Робинсона.

В уравнении Пател-Тя величины ζ_c для разных веществ разные и определяются совместно с величинами параметра F по экспериментальным значениям плотности и давления насыщенного пара чистых веществ.

Для неполярных веществ эти параметры могут быть рассчитаны из следующих уравнений:

$$F = 0,452413 + 1,30982\omega - 0,0211947\omega^2, \tag{1.24}$$

$$\zeta_n = 0,329032 - 0,07699\omega - 0,0211947\omega^2, \tag{1.25}$$

где ω – фактор ацентричности.

Для смесей параметры уравнения Пател-Тя вычисляются по тем же правилам, что и уравнений Соава и Пенга-Робинсона:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{i,j}, \tag{1.26}$$

$$b = \sum_{i=1}^n b_i x_i,$$

$$c = \sum_{i=1}^n c_i x_i,$$

где x_i – состав любой фазы в мольных долях;

k_{ij} – коэффициент бинарного взаимодействия, который определяется из экспериментальных данных по равновесию жидкость-пар в бинарных смесях.

Для расчета коэффициентов летучести в паровой и жидких фазах получено следующее уравнение:

$$\varphi_i = \frac{B_i}{z - B} - \ln(z - B) - \frac{\sum_{j=1}^n x_i \cdot a_{i,j}}{RTd} \cdot \ln\left(\frac{Q + d}{Q - d}\right) + \frac{a(b_i + c_i)}{2RT(Q^2 - d^2)} +$$

$$+ \frac{a}{8RTd^3} (b_i(b + 3c) + c_i(3b + c)) \cdot \ln\left(\frac{Q + b}{Q - d} - \frac{2Qd}{Q^2 - d^2}\right) \quad (1.27)$$

где

$$z = \frac{RV}{RT}, \quad (1.28)$$

$$B = \frac{bP}{RT}, \quad (1.29)$$

$$B_i = \frac{B_i P}{RT}, \quad (1.30)$$

$$Q = V + \frac{b + c}{2}, \quad (1.31)$$

$$d = \sqrt{bc \frac{(b + c)^2}{4}}. \quad (1.32)$$

Опыт использования уравнения Пател-Тея показал, что по точности расчета фазовых равновесий в смесях углеводородов оно равноценно уравнению Пенга-Робинсона, но превосходит последнее по точности расчета плотности жидкой фазы.

1.1.3. Метод расчета констант фазового равновесия компонентов природных нефтегазовых смесей

Расчетное определение фазовых превращений нефтегазовых смесей в процессе добычи нефти сводится к обоснованному выбору констант фазового равновесия компонентов при заданных термодинамических условиях. Известны две основные группы методов выбора констант равновесия [8]: основанные на использовании уравнения состояния реальных смесей углеводородов и эмпирические, отражающие результаты экспериментальных исследований многокомпонентных смесей различного состава.

Первая группа методов ориентирована на расчет равновесий смесей индивидуальных углеводородов, а по отношению к нефтегазовым системам требует детальных данных о фракционном составе и критических параметрах фракций, что резко ограничивает возможность их применения.

Вторая группа получила широкое распространение в практике проектирования и анализа технологических процессов, однако на надежность опреде-

ления констант равновесия во многом влияют выбранная разновидность эмпирического метода и рабочий диапазон давлений, для которого прогнозируют фазовые превращения. Дополнительные трудности возникают при обосновании констант равновесия тяжелого нефтяного остатка и зависящего от его параметров псевдокритического давления смеси – давления схождения [10].

Анализ задач, решаемых при проектировании и эксплуатации систем добычи нефти, показывает, что основные технологические процессы осуществляются при давлениях 0,1–15 МПа. Этому же диапазону соответствует область двухфазного состояния большинства пластовых смесей Западной Сибири. Поскольку максимальное давление указанного диапазона меньше давления схождения (35–10 МПа), то принципиально возможна разработка такого метода расчета констант равновесия, который учитывает особенности типичных для Западной Сибири нефтегазовых смесей [11].

На основании данного предположения разработан метод расчета констант равновесия, основанный на численном решении следующей совокупности уравнений. Базовое уравнение выведено из взаимосвязи характеристических параметров компонентов, ранее выявленной А.Е. Гоффманом, И.С. Крампом и К.Р. Хеккотом при описании фазового поведения узких фракций газоконденсатных систем [9]:

$$K_i = \frac{1}{p} 10^{AF_i + B}, \quad (1.33)$$

где K_i – константа фазового равновесия i -го компонента;

p – давление в системе, МПа;

A, B – коэффициенты, зависящие от давления;

F_i – комплексный параметр, учитывающий критические свойства, температуру кипения i -го компонента и равновесную температуру смеси.

Интерпретация всех входящих в уравнение (1.25) параметров для природных нефтегазовых смесей, содержащих тяжелый нефтяной остаток с молекулярной массой 200 и выше, представлена с учетом известных теоретических положений [8] и опыта экспериментальных исследований фазовых превращений пластовых нефтей Западной Сибири.

Численное значение F_i – зависит от равновесной температуры, нормальной температуры кипения и характеристического параметра i -го компонента b_i :

$$F_i = b_i \left(\frac{1}{T_{b_i}} - \frac{1}{T} \right), \quad (1.34)$$

где T – температура фазового равновесия, К;

T_{b_i} – нормальная температура кипения i -го компонента, К.

Для парафиновых углеводородов тяжелее пропана (до октанов включительно) на основе обработки справочных данных [10] получены уравнения,

позволяющие рассчитывать значения b_i и T_{b_i} по известной молекулярной массе компонента. Для нормальных парафиновых углеводородов:

$$\lg b_i = 1.9399 + 0.6446 \lg M_i, \quad \lg T_{b_i} = 1.8298 + 2.4583 \lg \lg M_i,$$

где M_i – молекулярная масса i -го компонента.

Указанные выражения с погрешностью не более 4 % могут быть использованы для расчета b_i и T_{b_i} узких нефтяных фракций в диапазоне молекулярных масс 84–402. Для изомеров $\lg b_i = 1.8434 + 0.6869 \lg M_i$,

$$\lg T_{b_i} = 1.7562 + 2.68131 \lg \lg M_i.$$

При идентификации состава смеси компонентами до гексана расчет характеристических параметров остатка $C_{6+\text{высш}}$ следует проводить с помощью приближенных выражений:

$$T_{b6+\text{высш}} = 65.58 \lg M_{6+\text{высш}}^{2.46}, \quad (1.35)$$

$$b_{6+\text{высш}} = 1470 + \frac{1000(M_{6+\text{высш}} - 86)}{81 - 1.86M_{6+\text{высш}}}, \quad (1.36)$$

где $M_{6+\text{высш}}$ – молекулярная масса остатка $C_{6+\text{высш}}$ в исходной смеси.

В области прямого испарения (до давления 5 – 6 МПа) молекулярная масса остатка $C_{6+\text{высш}}$, переходящего в равновесную газовую фазу, $M_{6+\text{высш}}^r = 0.1(T - 273) + 88$.

При $p > 6$ МПа расчеты ведут с идентификацией компонентов до C_8 включительно. В этом случае нормальную температуру кипения тяжелого остатка $T_{b9+\text{высш}}$ в зависимости от его молекулярной массы рассчитывают по формуле для нормальных парафиновых углеводородов, а характеристический параметр

$$b_{9+\text{высш}} = \frac{\lg p_{\kappa 9+\text{высш}} - \lg p_a}{1/T_{b9+\text{высш}} - 1/T_{\kappa 9+\text{высш}}}, \quad (1.37)$$

где $p_{\kappa 9+\text{высш}}$, $T_{b9+\text{высш}}$ – псевдокритические соответственно давление (МПа) и температура (К) остатка $C_{6+\text{высш}}$; p_a – атмосферное давление, МПа.

Коэффициенты A и B не зависят от свойств компонентов и при $p = 0.1$ –15 МПа определяются величиной равновесного давления:

$$A = -6.18 \cdot 10^{-5} p^3 + 1.86 \cdot 10^{-3} p^2 - 4.89 \cdot 10^{-2} p + 1.00049,$$

$$B = 1.79 \cdot 10^{-4} p^3 - 5.16 \cdot 10^{-3} p^2 + 12.59 \cdot 10^{-2} p - 1.0127.$$

Единый для всех компонентов алгоритм расчета с использованием минимального объема доступных исходных данных обеспечивает преимущество описанного метода перед другими известными в инженерной практике аналитическими и графическими способами определения констант равновесия компонентов нефтегазовых смесей. Метод рекомендуется применять при $T = 0 \dots 100$ °С и $P = 0.1$ –15 МПа. В этом диапазоне решается большинство задач

нефтепромысловой практики. Расширение рабочего диапазона в сторону больших давлений нецелесообразно, так как в области ретроградного испарения влияние состава может быть значительным и точность определения констант резко снизится.

Вопросы для самоконтроля

1. С какой целью проводят расчет фазовых равновесий в системе?
2. Какую систему называют гетерогенной?
3. Что такое фаза?
4. Какие фазы называют конденсированными?
5. Какие системы при подготовке нефти и газового конденсата называют двухфазными? Приведите примеры таких систем.
6. Какие проблемы возникают при моделировании фазовых превращений?
7. Какие системы называют трехфазными? Приведите примеры таких систем.
8. Какие процессы в химической технологии относят к массообменным?
9. Какие массообменные процессы применяют для разделения сложных смесей?
10. Что характеризует константа фазового равновесия?
11. От чего зависит величина константы фазового равновесия?
12. Какие методы расчета константы равновесия можно использовать?
13. Какой алгоритм расчета констант фазового равновесия по эмпирическим методам?
14. Какой алгоритм расчета констант фазового равновесия по методу Пенга-Робинсона?
15. Что означают следующие понятия: критические температура и давление?
16. Что означают следующие понятия: рабочие температура и давление?

2. СЕПАРАЦИЯ НЕФТИ И ГАЗА

2.1. Классификация и конструктивные особенности сепараторов

Сепараторы являются обязательным элементом любой технологической схемы промышленной подготовки нефти и газа на нефтяных, газовых и газоконденсатных месторождениях, а также применяются в процессах переработки нефти, газа и газового конденсата [12].

В зависимости от вида обрабатываемой продукции они делятся на:

- газонефтяные (применяют для разделения нефти и нефтяного газа);
- газовые (для отделения природного газа от капель и пленки конденсата, воды и твердых частиц).

Сепараторы классифицируются по основным функциональным и конструктивным признакам (рис. 2.1).

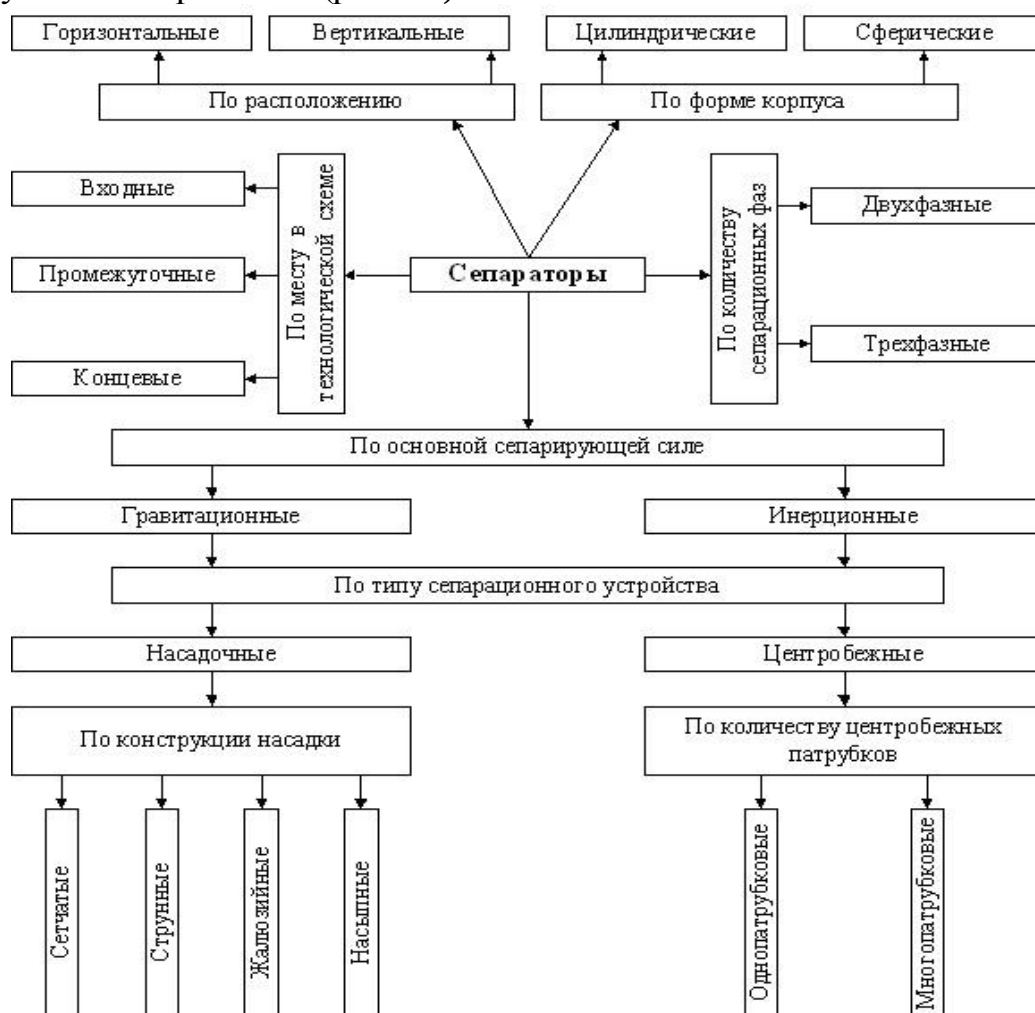


Рис. 2.1. Классификация сепараторов по основным функциональным и конструктивным признакам

В установках подготовки нефти наиболее распространены горизонтальные сепараторы (рис. 2.2а). Их устанавливают как на первых, так и на конечных ступенях сепарации. Основное преимущество горизонтальных цилиндрических сепараторов состоит в том, что они могут быть большой единичной мощности. Эти сепараторы предназначены для разделения газожидкостной смеси с высоким содержанием жидкости или для разделения жидкостей, склонных к пенообразованию. Недостатком является трудность вывода из сепаратора твердых примесей и большая занимаемая площадь [13, 14]. Известно, что в газонефтяной смеси, поступающей на центральный пункт сбора (ЦПС), содержится значительное количество механических примесей. В этих условиях наиболее рационально применение вертикальных сепараторов, имеющих хороший естественный сток (рис. 2.2б). Эллиптическое днище этих сепараторов обеспечивает сток жидкости и твердых примесей в нижнюю часть аппарата и их отвод в дренажную систему. Кроме того в вертикальных сепараторах удобно регулировать уровень жидкости. Такие сепараторы требуют мало места для установки, однако значительная высота создает трудности при монтаже и эксплуатации [15].

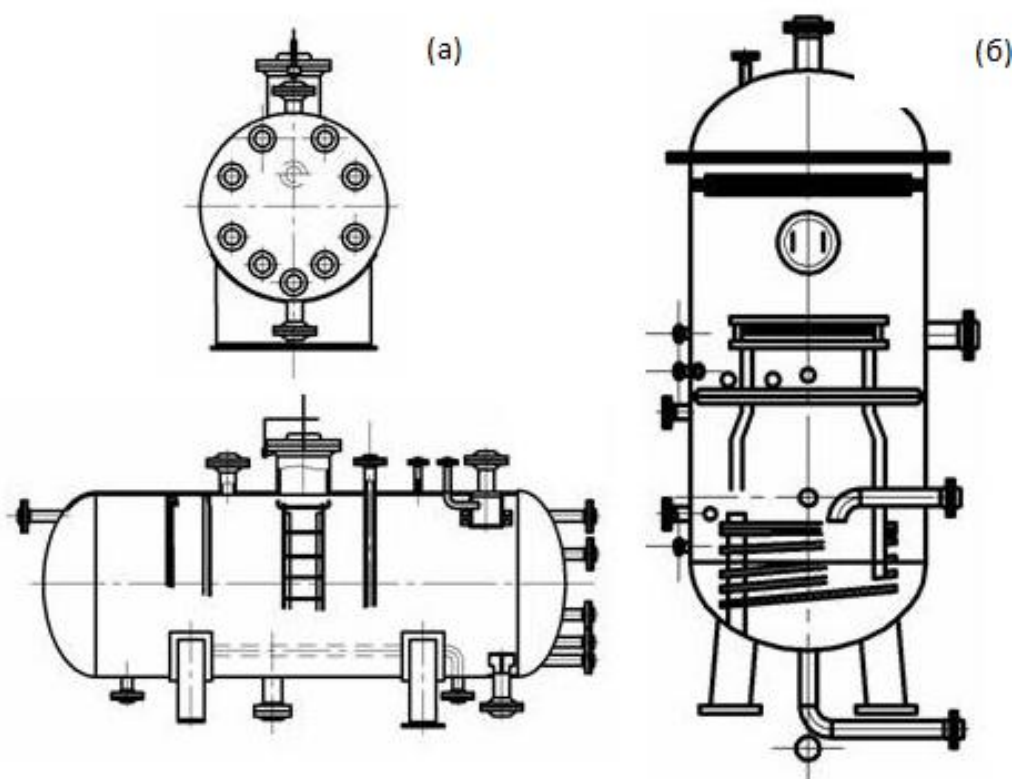


Рис. 2.2. Горизонтальный (а) и вертикальный (б) сепараторы

Сепараторы, как правило, состоят из четырех секций, каждая из которых выполняет определенные функции.

Основная сепарационная секция служит для основного разделения продукции скважины на газ и жидкость. Ввод сырья в секцию осуществляется тангенциально или нормально, но с применением специальных конструкций газоотбойника (дефлектора). Секция ввода газожидкостных смесей обеспечивает максимальное отделение крупнодисперсной фазы, особенно при высоком начальном содержании жидкой фазы, а также равномерный ввод газожидкостной смеси в аппарат, в том числе в секцию окончательной очистки газа от капель жидкости.

Газ, выделившийся из продукции скважины, а также дополнительно под влиянием центробежной силы и в результате изменения направления движения потока жидкости, поднимается вверх и выводится из сепаратора, отделившаяся жидкость опускается вниз.

Осадительная секция. В ней происходит дополнительное выделение пузырьков газа, содержащихся в нефти в состоянии окклюзии, т.е. поглощенные ею или не успевшие из нее выделиться. В осадительной секции происходит выделение газа из нефти, которое усиливается, если нефть будет стекать по одной или нескольким наклонно расположенным плоскостям, называемым дефлекторами, и плавно без брызг сливаться в слой, расположенный в нижней части сепаратора.

Секция сбора жидкости служит для сбора жидкости, из которой почти полностью выделился газ при давлении и температуре, поддерживаемых в сепараторе. Однако некоторое количество окклюдированного газа в ней еще имеется. Эта секция может быть разделена на две: первая – верхняя предназначена для нефти, нижняя – для воды, обе имеют самостоятельные выводы из сепаратора.

Влагоуловительная секция расположена в верхней части сепаратора. Ее назначение улавливать частицы жидкости, увлекаемые потоком газа. Конструктивно может быть различной, и работа её может основываться на одном или нескольких принципах, например:

- столкновение потока газа с различного рода препятствиями: прилипание капель жидкости, силы адгезии;
- изменение направления потока: силы инерции;
- изменение скорости потока;
- использование центробежной силы;
- использование коалесцирующей набивки (металлические сетки) для слияния мелких капель жидкости в более крупные.

Несмотря на большое разнообразие конструкций сепараторов, их можно условно разделить на два класса в соответствии с физическими принципами разделения газожидкостных смесей: *гравитационные* и *инерционные* [13].

В гравитационных сепараторах [16], представляющих собой большие горизонтальные или вертикальные емкости, разделение фаз происходит за счет силы тяжести. Поскольку размеры капель, попадающих в сепаратор из подводящего трубопровода, малы, то для их эффективного удаления из потока только за счет силы тяжести требуется длительное время и, как следствие этого, сепараторы имеют большие размеры.

В инерционных сепараторах разделение фаз происходит за счет сил инерции при обтекании газожидкостной смесью различных препятствий – входных элементов, насадок различной конструкции, каплеотбойников (рис. 2.3, 2.4), при закручивании потока в центробежных патрубках – циклонах.

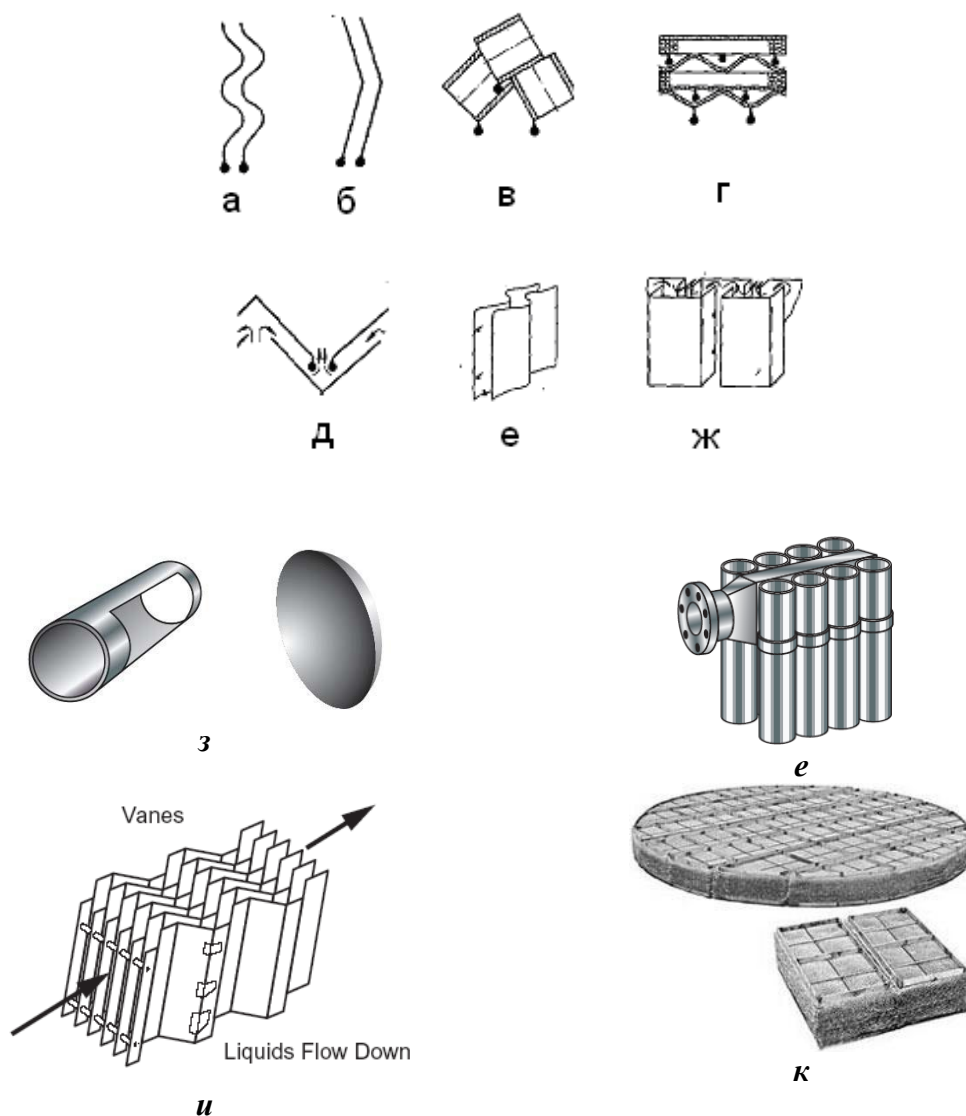


Рис. 2.3. Насадки и дополнительные элементы сепаратора: а, б, е – жалюзийные; в – кольца Рашига; г – сетчатые; д, ж – угловые; з – входная перегородка, е - центробежное входное устройство, и – лопастной каплеотбойник, к – сетчатый каплеотбойник

Не меньший вклад вносит, так называемая, пленочная сепарация [17].

Пленочная сепарация капель нефти может возникать в газосепараторе за счет действия инерционных (центробежных) сил и в результате действия турбулентных пульсаций, имеющих место в потоке газа. Турбулентные пульсации, перемешивая капли жидкости в потоке газа, смещают их в радиальном направлении к внутренней поверхности газосепаратора. Отдельные капли, достигая этой поверхности, смачивают ее и образуют на ней плотную жидкостную плёнку. Жидкость на этой пленке держится достаточно хорошо и при достижении определенной толщины начинает непрерывно опускаться вниз. Эффект пленочной сепарации имеет место в той или иной степени во всех газосепараторах. Он увеличивается с повышением относительной величины пленочных поверхностей и зависит от формы и взаимного их расположения. Вследствие этого необходимо в газосепараторах предусматривать пленочные поверхности [14].

Степень разделения газожидкостной смеси в сепараторах зависит от расхода газа, термобарических условий, а также от среднего радиуса капель, вносимых в сепаратор с потоком газа из подводящего трубопровода, который, в свою очередь, зависит от параметров трубопровода, а также от наличия установки предварительной конденсации перед сепаратором.

Рассмотрим конструкции газосепараторов.

Газосепаратор с центробежными патрубками.

Аппарат (рис. 2.4) предназначен для очистки природного газа от жидкости и механических примесей на входных, промежуточных и концевых ступенях сепарации установок осушки, низкотемпературной сепарации, переработки газа [18].

Преимущества:

- высокая эффективность очистки от жидкости в большом интервале изменения производительности и давления;
- простота конструкции и эксплуатации;
- пониженное гидродинамическое сопротивление аппарата;
- съемные легкозаменяемые центробежные элементы;

Технические характеристики:

Эффективность очистки:

- | | |
|--|-----------|
| - при начальном содержании жидкости до 200 г/м^3 | 99,5 %; |
| - унос жидкости из концевых ступеней, г/м^3 | до 0,02; |
| - гидравлическое сопротивление, МПа | до 0,015. |

Сепараторы снабжены:

- эффективными узлами входа, выполняющими функции предварительной сепарации жидкости улавливания мехпримесей;
- коагулятором мелкодисперсного аэрозоля (для концевых ступеней сепарации);

- высокоэффективными центробежными элементами прямоточной конструкции (для концевых ступеней сепарации).

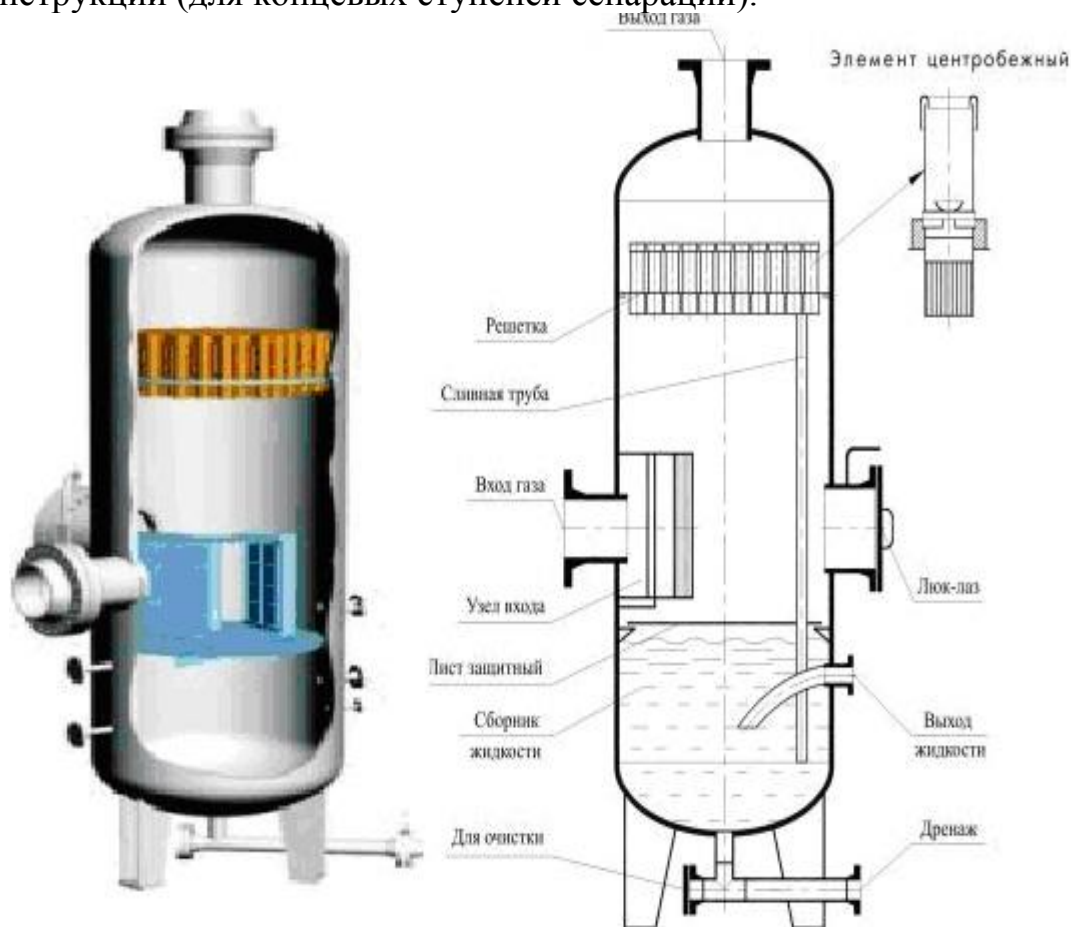


Рис.2.4. Газосепаратор с центробежными элементами

Газосепаратор тонкой отчистки газов.

Аппарат (рис. 2.5.) предназначен для высокоэффективной очистки газа от капельной жидкости и механических примесей [18].

Преимущества:

- высокая степень очистки от механических примесей и жидкости;
- съемные центробежные и сепарационные элементы.

Эффективность очистки:

- | | |
|---|-------------|
| - унос жидкости, не более, г/м^3 | 0,005-0,01; |
| - унос мехпримесей, г/м^3 | 0,04; |
| - содержание жидкости в газе на входе, г/м^3 | 200; |
| - гидравлическое сопротивление, МПа | 0,03. |

Неочищенный газ поступает в аппарат через радиально расположенный штуцер на отбойную пластину узла входа газа для частичного отделения крупных капель жидкости, сетчатый коагулятор позволяет укрупнить более мелкие капли жидкости. За счет центробежного эф-

фекта, созданного узлом входа газа, на корпусе аппарата осаждаются капли жидкости и механические частицы, которые стекают в сборник примесей через кольцевую щель между корпусом и защитным листом. После предварительной очистки газ проходит тарелку с центробежными элементами, где происходит отделение капельной жидкости и механических примесей от газа за счет центробежных сил. Очищенный газ выходит из верхней части элементов, а жидкость и механические примеси опускаются в бункер, откуда выводятся через трубу слива в сборник примесей аппарата. Газ после центробежных элементов проходит решетку с сепарационными элементами, где происходит окончательная очистка газа. Жидкость, унесенная газом на верхнюю сепарационную тарелку, стекает через сливную трубу в сборник жидкости. При необходимости аппарат может быть снабжен внутренним или наружным подогревателем.

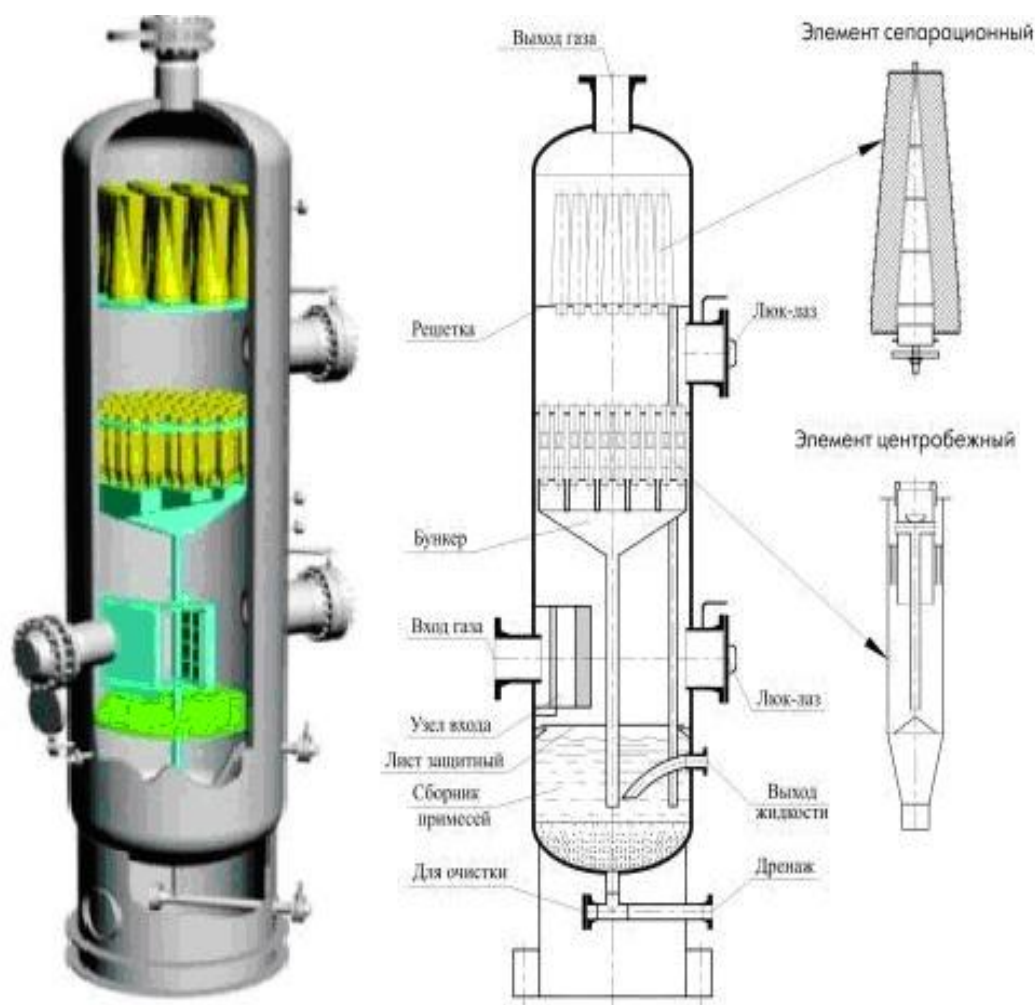


Рис.2.5. Газосепаратор тонкой очистки газов

Газосепаратор сетчатый: аппарат (рис. 2.6) предназначен для окончательной очистки природного и нефтяного попутного газа от жидкости (конденсата, ингибитора гидратообразования, воды) в промышленных установках подготовки газа к транспорту на газо- и нефтеперерабатывающие заводы.

Преимущества:

- высокая эффективность очистки от жидкости в большом интервале изменения производительности и давлений;
- простота конструкции и эксплуатации;

Эффективность очистки:

- унос жидкости, не более, г/м³ 0,015;
- содержание жидкости в газе на входе, не более, г/м³ 200;
- гидравлическое сопротивление, МПа до 0,015;
- диаметр, мм от 300 до 2400.

Неочищенный газ поступает в аппарат через радиально расположенный штуцер на отбойную пластину узла входа газа для частичного отделения крупных капель жидкости. Сетчатый коагулятор позволяет укрупнить более мелкие капли жидкости. За счет центробежного эффекта, созданного узлом входа газа, на корпусе аппарата осаждаются капельки жидкости, которые стекают в сборник жидкости через кольцевую щель между корпусом и защитным листом. После предварительной очистки газ проходит сепарационную насадку, где происходит отделение капельной жидкости от газа. Очищенный газ выводится из аппарата через штуцер выхода газа. Жидкость собирается в нижней части аппарата.

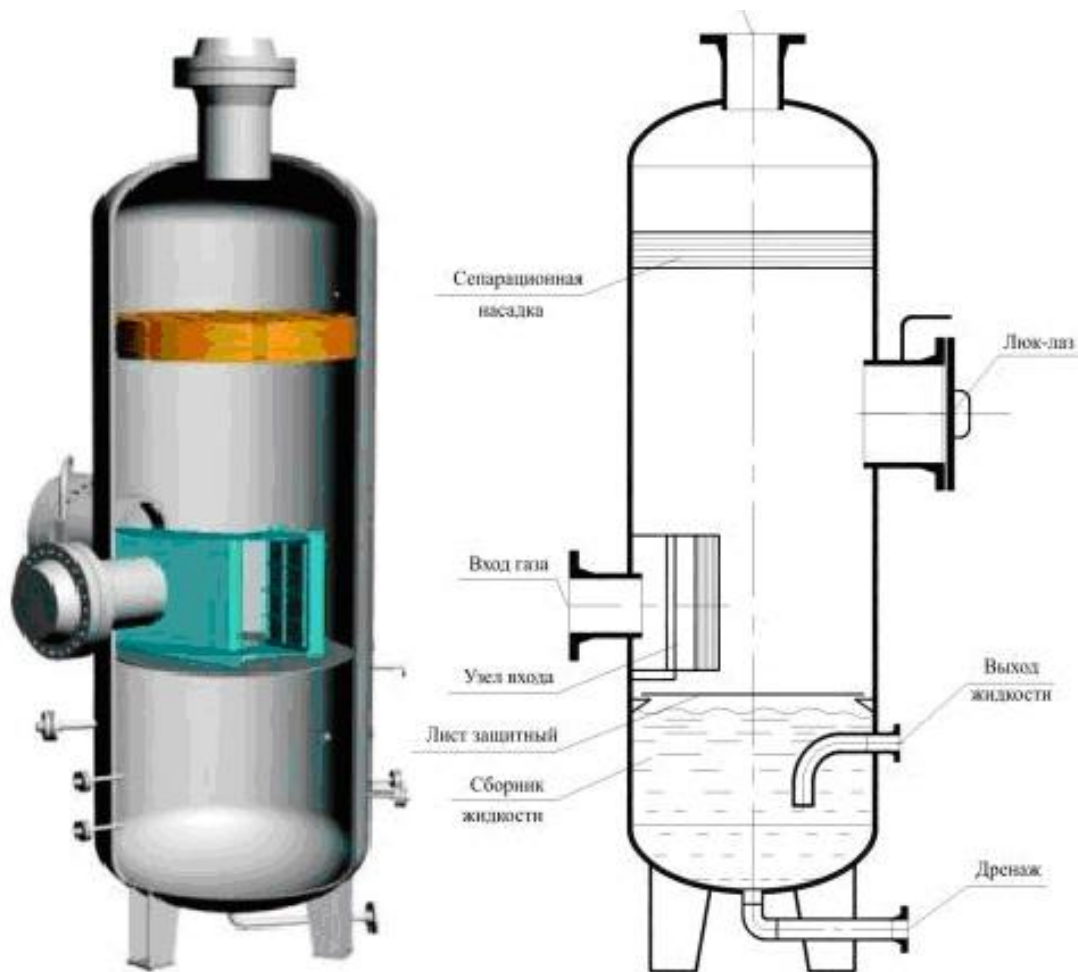


Рис. 2.6. Газосепаратор сетчатый

2.2. Физико-химические основы процесса сепарации

2.2.1. Основные положения

Процессы первичной подготовки нефти являются массообменными процессами и их теоретическое описание основано на применении основных законов, характеризующих массообмен в таких системах, как газ-жидкость, вода-нефть.

Теория процессов сепарации и перегонки основывается на сочетании термодинамического учения о парожидкостном фазовом равновесии с законами сохранения вещества и энергии, используемых в форме уравнений материальных и тепловых балансов [13-15].

Равновесные процессы являются основным объектом исследования в термодинамической теории процессов перегонки и сепарации.

Если привести в соприкосновение жидкость и пар, то между ними будут происходить массо- и теплообмен, конечным результатом которого является состояние динамического равновесия, характеризующееся равенством температур фаз и числа молекул каждого компонента, переходящих из одной фазы в другую. В состоянии равновесия система имеет совершенно определенные параметры: температуру, давление, составы фаз. Изменение любого из этих параметров вызывает отклонение от состояния равновесия. В результате этого возникает движущая сила, вызывающая изменение свойств системы в направлении, соответствующем сдвигу равновесия при изменившихся условиях.

Знание равновесия в процессах массопередачи позволяет установить пределы, до которых могут протекать эти процессы.

Если выразить химические потенциалы компонентов с помощью уравнения:

$$\mu_i - \mu_i^0 = R \cdot T \cdot \ln \left(\frac{P_i}{P_i^0} \right), \quad (2.1)$$

где μ_i – химический потенциал;

P_i – парциальное давление;

μ_i^0 и P_i^0 – химический потенциал и давление компонента в состоянии, принятом за стандартное, а составы пара с помощью закона Дальтона:

$$y_i = \frac{P_i}{P}, \quad (2.2)$$

где P – общее давление, то при $T = \text{const}$ получаем соотношение:

$$R \cdot T \cdot d \ln P = \left[\frac{P_1}{P} - x \right] \cdot d \ln \frac{P_1}{P_2}. \quad (2.3)$$

После преобразований можно получить конечное выражение:

$$\sum_{i=1}^n x_i \cdot d \ln P_i = 0, \quad (2.4)$$

Данное уравнение называется уравнением Дюгема-Маргулиса и играет важную роль в термодинамической теории равновесных процессов.

В тех случаях, когда паровая фаза не является идеальным газом, связь между объемом и давлением выражается более сложными зависимостями, чем для идеального газа.

Тогда уравнение Дюгема-Маргулиса приобретет следующий вид:

$$\sum_{i=1}^n x_i \cdot d \ln a_i = 0, \quad (2.5)$$

где a_i – активность i -го компонента, которая может быть вычислена по соотношению:

$$a = \frac{f}{f^0}, \quad (2.6)$$

где f – летучесть в произвольном состоянии,

f^0 – летучесть в стандартном состоянии.

Однако при термодинамической обработке данных о равновесии между паром и жидкостью обычно не прибегают к непосредственному использованию летучестей, а вводят поправки, учитывающие неидеальность паровой фазы и объема жидкости. Наиболее распространенным методом вычисления указанных поправок является метод, предложенный Скетгердом и Раймондом [9].

Используя приведенный метод, или какой-либо другой из известных, можно рассчитать поправки на неидеальность системы, в процессах строящихся на фазовом равновесии между паром и жидкостью.

Приведенные выше зависимости, являются основными зависимостями, характеризующими фазовое равновесие с термодинамической точки зрения и, являются составной частью материальных и тепловых балансов описывающих процесс сепарации.

Трудности теоретического анализа и расчета массопереноса обусловлены сложностью механизма переноса вещества к границе раздела фаз и от нее путем молекулярной и турбулентной диффузии и недостаточной изученности гидродинамических закономерностей турбулентных потоков, особенно вблизи подвижной границы раздела фаз.

Рассмотрим процесс массопередачи между газом (паром) и жидкостью. Фазы движутся с некоторой скоростью относительно друг друга и разделены подвижной поверхностью раздела. Предположим, что перенос вещества происходит в условиях турбулентного движения фаз. Таким образом, осуществляется процесс массоотдачи из основной массы фазы X к поверхности раздела фаз и процесс массоотдачи от поверхности раздела к основной массе фазы Y . В результате этих частных процессов происходит массоперенос, а при преодолении сопротивления переносу через саму поверхность раздела фаз происходит процесс массопередачи – переход вещества из одной фазы в другую.

Процесс массопередачи теснейшим образом связан со структурой турбулентного потока в каждой фазе. В каждой фазе различают ядро, или основную массу фазы, и пограничный слой у границы фазы. В ядре вещество переносится преимущественно турбулентными пульсациями и концентрация распределяемого вещества в ядре практически постоянна. В пограничном слое происходит постепенное затухание турбулентности. Это выражается все более резким изменением концентрации по мере приближения к поверхности раздела. Непосредственно у поверхности раздела перенос вещества сильно замедляется, так как его скорость уже определяется скоростью молекулярной диффузии.

В этой области наблюдается более резкое, близкое к линейному изменение концентрации вплоть до границы раздела фаз.

Таким образом, при турбулентном движении в ядре потока фазы перенос к границе раздела фаз осуществляется параллельно турбулентной и молекулярной диффузией, причем основная масса вещества переносится посредством турбулентной диффузии. В пограничном слое скорость переноса лимитируется скоростью молекулярной диффузии. Соответственно для интенсификации массопереноса желательно уменьшить толщину пограничного слоя, повышая степень турбулентности потока, например, путем увеличения до некоторого предела скорости движения фаз.

Механизм массоотдачи характеризуется сочетанием молекулярного и конвективного переноса. Еще более сложным является процесс массопередачи, включающий в качестве составляющих процессы массоотдачи по обе стороны границы раздела фаз. В связи с этим предложен ряд теоретических моделей, представляющих собой упрощенные схемы механизма массопереноса [9, 12].

Пленочная модель, предложенная Льюисом и Уитменом. Согласно этой модели, в каждой фазе непосредственно к ее границе примыкают неподвижные или ламинарно движущиеся пленки, в которых массоперенос осуществляется только молекулярной диффузией. Согласно пленочной модели, количество вещества q , перешедшего через единицу поверхности в единицу времени, пропорционально разности концентраций в ядре и на границе фаз, если перенос происходит от ядра к поверхности раздела [15]:

$$q = \frac{D}{\delta} \cdot C_o - C_{гр} , \quad (2.7)$$

где C_o и $C_{гр}$ – средняя концентрация в ядре и на границе раздела фаз;

δ – эффективная толщина пограничной пленки;

D – коэффициент диффузии.

Модель диффузионного пограничного слоя. Концентрация вещества постоянная в ядре потока, медленно снижается в турбулентном пограничном слое. С приближением к границе раздела фаз и уменьшением масштаба пульсаций на участке толщины слоя, в так называемом вязком подслое концентрация снижается заметно быстрее. Однако на большей части толщины δ_0 вязкого подслоя турбулентной диффузией переносится большее количество вещества, чем молекулярной. Лишь в самой глубине вязкого подслоя толщиной δ , непосредственно примыкающего к границе раздела фаз молекулярный перенос становится преобладающим.

Для данной модели q определяется следующим образом:

$$q = \frac{D^{1-\frac{1}{m}}}{\nu^{\frac{1}{m}} \cdot \delta} \cdot C_0 - C_{\text{гр}} \quad , \quad (2.8)$$

где ν – кинематическая вязкость;

m – показатель степени, который отражает закон затухания турбулентного обмена вблизи границы раздела фаз и определяется опытным путем.

2.2.2. Механизм выделения газа из нефти

Для того чтобы сделать вывод о влиянии физико-химических параметров на процесс сепарации, необходимо рассмотреть, какие физические процессы происходят при проведении сепарации.

Нефти большинства месторождений недонасыщены газом, поэтому выделение газа происходит при снижении давления P до давления насыщения $P_{\text{нас}}$. Выделение газа из нефти начинается в стволе скважины вследствие падения давления по длине колонны труб и продолжается в промысловых трубопроводах и технологических аппаратах (сепараторах, отстойниках, резервуарах и т.д.).

Дегазация нефти сопровождается следующими процессами: зарождением, формированием и выделением газовой фазы в виде пузырьков и распределением компонентов (как углеводородных, так и не углеводородных) между жидкой и газовой фазами. Оба процесса протекают одновременно и оказывают влияние друг на друга.

Механизм выделения газа в горизонтальном сепараторе.

Поток флюида поступает в емкость сепаратора и ударяется о входную перегородку, что приводит к резкому снижению импульса потока. Первичное разделение жидкости и газа происходит именно на данной перегородке. Под действием силы тяжести более крупные капли жидкости, унесенные газом, падают на границу раздела фаз.

Жидкость, протекая через емкость, отстаивается в секции сбора жидкости в течение некоторого времени, необходимого для того, чтобы увлеченные жидкостью пузырьки газа успели всплыть на поверхность и присоединиться к основному объему газа. Эта секция также обеспечивает буферный объем в случае наличия пульсаций входного потока. Затем жидкость покидает емкость через клапан регулировки уровня, который управляется уровнемером. Уровнемер регистрирует повышение уровня в емкости и соответственно клапан открывается.

Газ, после прохождения через перегородку, течет горизонтально по секции вторичной сепарации над жидкостью. В то время, когда газ протекает через эту секцию, более мелкие капли жидкости, оставшиеся

в газе после каплеотбойника, оседают под действием силы тяжести и попадают на границу раздела фаз (рис.2.7).

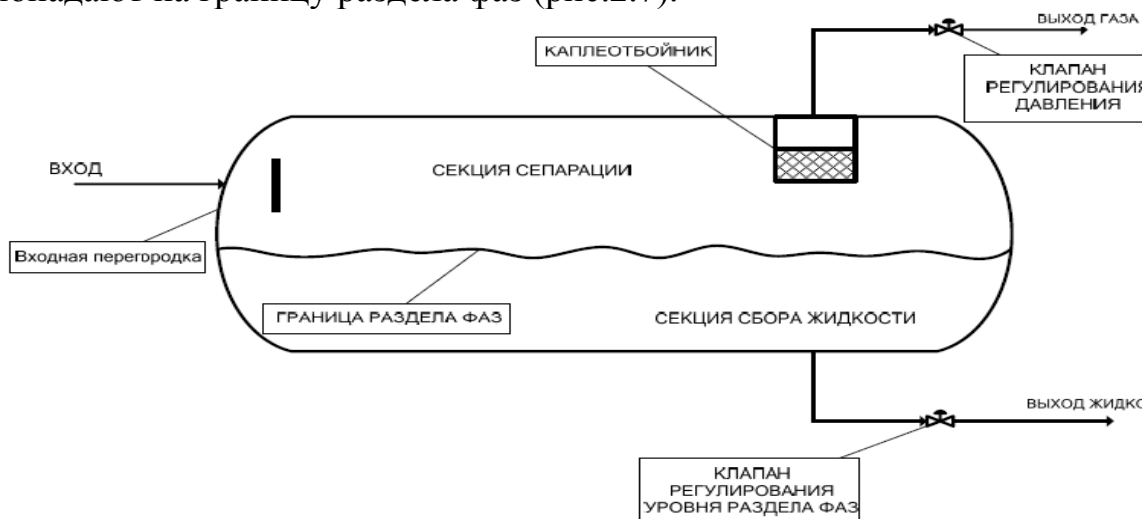


Рис. 2.7. Горизонтальный сепаратор

Однако некоторая часть капель жидкости имеет такой маленький диаметр, что они практически не могут осесть за время прохождения газа через секцию гравитационной сепарации. Перед тем, как газ покинет емкость, он проходит через коалесцирующую секцию или каплеотбойник. В этой секции могут применяться металлические сетки, пакеты рифленые пластины, а также другие насадки, которые улавливают мелкие капли жидкости, помогая им коагулировать и, увеличиваясь в размере, падать на границу раздела фаз.

Давление в емкости контролируется клапаном регулировки давления, который устанавливается на линии выхода газа. Датчик давления регистрирует отклонение давления в емкости от нормального и подает сигнал на открытие или закрытие клапана. Таким образом, управляя расходом потока газа, покидающего емкость, поддерживается требуемое давление в емкости. Обычно горизонтальные сепараторы эксплуатируются с уровнем жидкости в емкости 50 %, что также обеспечивает максимальную площадь поверхности раздела фаз.

Механизм выделения газа в вертикальном сепараторе.

Как и в случае сепаратора с горизонтальной конфигурацией, предварительное разделение фаз в случае вертикального сепаратора осуществляется на входной перегородке (рис.2.8). Жидкость стекает вниз в секцию сбора жидкости и затем выходит из емкости через патрубок в нижней части емкости. Пузырьки газа, выделившиеся из нефти, всплывают в направлении, противоположном потоку жидкости и попа-

дают в газовую секцию сепаратора. Регуляторы уровня работают так же, как и в случае горизонтального сепаратора.

Газ, отделившийся на входной перегородке, течет вертикально вверх по направлению к газовому выходному патрубку. В секции гравитационной сепарации капли жидкости, унесенные газом, падают вертикально вниз на границу раздела фаз. Газ проходит через каплеотбойник прежде, чем покинуть емкость. Давление регулируется аналогично горизонтальному сепаратору. Выбор типа сепаратора (горизонтальный или вертикальный) осуществляют с учетом газового фактора. Вертикальные сепараторы подходят для разделения смесей или с очень высокими или же с очень низкими газовыми факторами. Именно вертикальные сепараторы применяются в данных случаях, потому что регулировать уровень раздела фаз при горизонтальной конфигурации сложнее.

Трехфазная сепарация.

После прорыва воды в составе скважинной продукции появляется третья несмешивающаяся фаза - вода. Поддержание пластового давления при разработке месторождения с помощью заводнения неизбежно приводит к повышению концентрации воды в скважинной продукции. При достижении определённого критического уровня обводнённости дальнейшая эксплуатация месторождения становится нерентабельной. Поэтому правильная конфигурация системы транспортировки, очистки и закачки воды

позволяет увеличить время разработки месторождения, а соответственно и более полно извлечь нефть.

В предыдущем разделе уже были рассмотрены основные особенности централизации/децентрализации поверхностного оборудования с точки зрения процессов разделения фаз. В частности было показано, что увеличение расстояния между скважинами и системой подготовки нефти неизбежно приводит к необходимости строительства установок по предварительному разделению фаз на пути от куста скважин к установке подготовки нефти. Установка предварительного сброса воды располагается в интервале от куста скважин до ЦПС и позволяет увеличить пропускную способность уже существующей системы нефтесбора. Таким образом, задача разделения трёх фаз неизбежно возникает в процессе

разработки месторождения. Данную операцию можно осуществить последовательно в двух сепараторах (нефть/газ и нефть/вода) или же использовать один трёхфазный сепаратор. Оба варианта нашли своё применение в технологических схемах, каждый из которых имеет свои положительные и отрицательные черты.

Трёхфазные сепараторы, как уже было сказано ранее, позволяют разделить три несмешивающихся фазы (газ/нефть/вода) на составляющие компоненты. Давайте с помощью цилиндров, содержащих нефть, газ и воду, искусственно смоделируем процессы, происходящие в данном оборудовании рисунок 2.8.

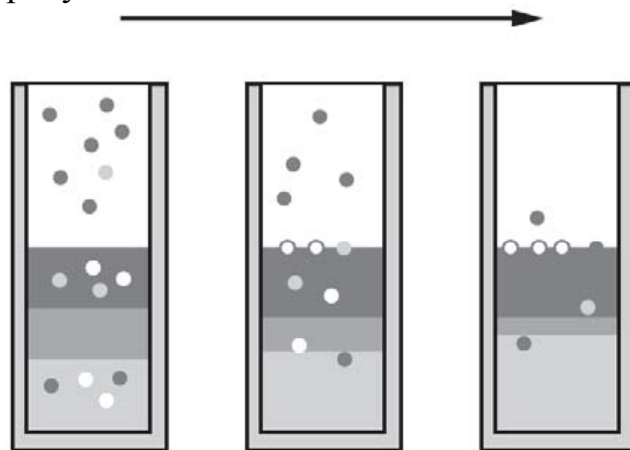


Рис. 2.8. Модель механизма сепарации в горизонтальном сепараторе

Самое большое различие между процессами двух и трёхфазной сепарации заключается в образовании дисперсной зоны между слоями нефти и воды. Данная зона состоит из очень маленьких капелек одной фазы, диспергированной в другой фазе; она не является чисто нефтяной или же водной, а занимает промежуточное положение между ними (*цилиндр 1*). Дисперсная зона является нестабильной и в течение определённого времени за счёт процессов коалесценции происходит постепенный переход диспергированных капелек жидкости в непрерывную фазу (*цилиндр 2*). За счёт этого происходит частичное «размывание» дисперсной зоны, что, в конечном счете, приводит к полному разделению фаз в системе нефть-вода (*цилиндр 3*). Таким образом, дисперсная зона играет роль «переправы» между двумя несмешивающимися жидкостями: осаждающиеся капли воды переходят в водную фазу, а капли нефти поднимаются через слой воды в нефтяную фазу. Пузырьки газа, находящиеся как в нефтяной, так и в водной фазах, поднимаются вверх. Таким образом, пузырёк газа, поднимаясь из жидкой фазы с большей плотностью, должен последовательно преодолеть зону воды, дисперсную зону и слой нефти.

Таким образом, в процессе трёхфазной сепарации одновременно должны осуществляться четыре процесса:

- Пузырьки газа поднимаются в слое воды и нефти.
- Капли воды осаждаются в слое нефти.
- Капли нефти поднимаются в слое воды.

- В дисперсной зоне происходит коалесценция капель дисперсной фазы с соответствующей непрерывной зоной.

И только через достаточно долгий период времени (цилиндр 3) происходит практически полное разделение фаз и система приходит в состояние термодинамического равновесия.

На рисунке 2.9 представлено принципиальное устройство и технологические особенности работы трёхфазного сепаратора, в частности, показано, что на входе в сепаратор происходит постепенное разделение смеси на газовую и дисперсную зону, которая затем постепенно размывается.

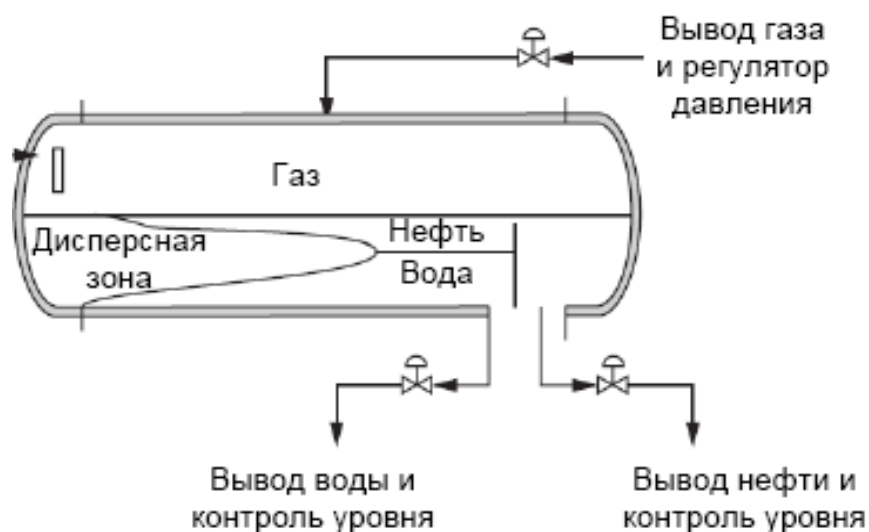


Рис. 2.1 – Принцип работы трехфазного сепаратора

Существующие методы расчета производительности сепараторов по жидкости, и мероприятия, направленные на ее увеличение, базируются на определении скорости всплытия газового пузырька определенного размера.

Процесс дегазации нефти следует рассматривать с учетом особенностей зарождения и формирования пузырьков. Это дает более четкое представление о физических явлениях, происходящих в трубопроводе и сепараторе и уменьшает ошибки в расчетах.

Например, при движении нефти по трубопроводу происходит непрерывное зарождение новых и рост уже образовавшихся пузырьков. Причем время роста пузырьков до видимых размеров настолько мало ($\tau = 10^{-4}$ с), что его можно не учитывать в практических расчетах. Поэтому можно принять, что формирование пузырьков происходит достаточно быстро и их конечный (максимальный) размер будет обусловлен только гидродинамическими параметрами потока. Попадая в сепаратор, эти пузырьки должны всплыть в нем за сравнительно малое время (40–60 с). Тем не менее, на практике из сепаратора

уносится значительное количество окклюдированного газа (до 100 л на 1 м³ жидкости) при времени пребывания жидкости в сепараторе 300 с и более. Это можно объяснить интенсивным перемешиванием газожидкостной смеси и дроблением пузырьков при вводе смеси в сепаратор, а также образованием внутри сепаратора завихрений и местных течений большой скорости, препятствующих всплытию пузырьков. Однако есть и другие причины, обуславливаемые особенностями процесса зарождения и формирования газовых пузырьков и интенсивностью кипения и пересыщения.

Известно, что интенсивность кипения зависит от числа центров парообразования и частоты отрыва пузырьков. Для перехода газа из раствора в свободное состояние необходимо определенное время. Процесс выделения газа может не закончиться в трубопроводе, поскольку в нем отсутствует равновесное состояние из-за больших скоростей потока и непрерывного снижения давления по ходу смеси. Поэтому пузырьки газа продолжают зарождаться и формироваться внутри аппарата, а иногда и после него. Отсюда следует, что производительность аппарата в какой-то мере определяется интенсивностью кипения, а не только скоростью всплытия пузырьков.

Образование газовых пузырьков на выходе из сепаратора возможно вследствие того, что в полностью дегазированной при данных условиях нефти присутствует некоторое количество газа, по отношению к которому система находится в относительно устойчивом состоянии.

В соответствии с теорией кипения для перехода жидкости в устойчивое парообразное состояние система должна преодолеть некоторый активационный барьер, обусловленный действием поверхностных сил. Образующийся при этом газовый пузырек имеет критический размер, величина которого зависит от условий механического и молекулярно-кинетического равновесия. Первое условие сводится к равенству давлений внутри пузырька сумме внешнего и лапласовского давлений:

$$P_{\pi} = P + 2 \cdot \frac{\sigma}{R_{\pi}}, \quad (2.9)$$

где P_{π} – давление в пузырьке;

P – внешнее давление;

σ – поверхностное натяжение на границе жидкость-газ;

R_{π} – радиус пузырька.

Второе условие выполняется, если P_{π} равно упругости пара под выпгнутой поверхностью жидкости:

$$P_{\pi} = P_{\text{м}} \cdot \exp \left[- \frac{2 \cdot \sigma \cdot V_{\text{жс}}^*}{R_{\text{г}} \cdot k \cdot T} \right], \quad (2.10)$$

где $V_{\text{жс}}^*$ – объем жидкости, приходящийся на одну молекулу;

$P_{\text{м}}$ – упругость насыщенного пара под плоской поверхностью;

k – константа Больцмана.

Совместное решение этих уравнений дает равенство для определения критического размера пузырька:

$$R_n^* = \frac{2 \cdot \sigma \cdot V_{ж}^*}{k \cdot T \cdot \ln \left(\frac{P_{nn}}{P} \right)}, \quad (2.11)$$

$$V_{ж}^* = \frac{M_{ж}}{N_a} \cdot \rho_{ж}, \quad (2.12)$$

где N_a – число Авогадро;

$\rho_{ж}$ – плотность жидкости,

$M_{ж}$ – молекулярная масса жидкости.

Из этого соотношения следует, что пузырьки возникают только когда $P_{nn} > P$, то есть когда нефтегазовая смесь находится в пересыщенном состоянии.

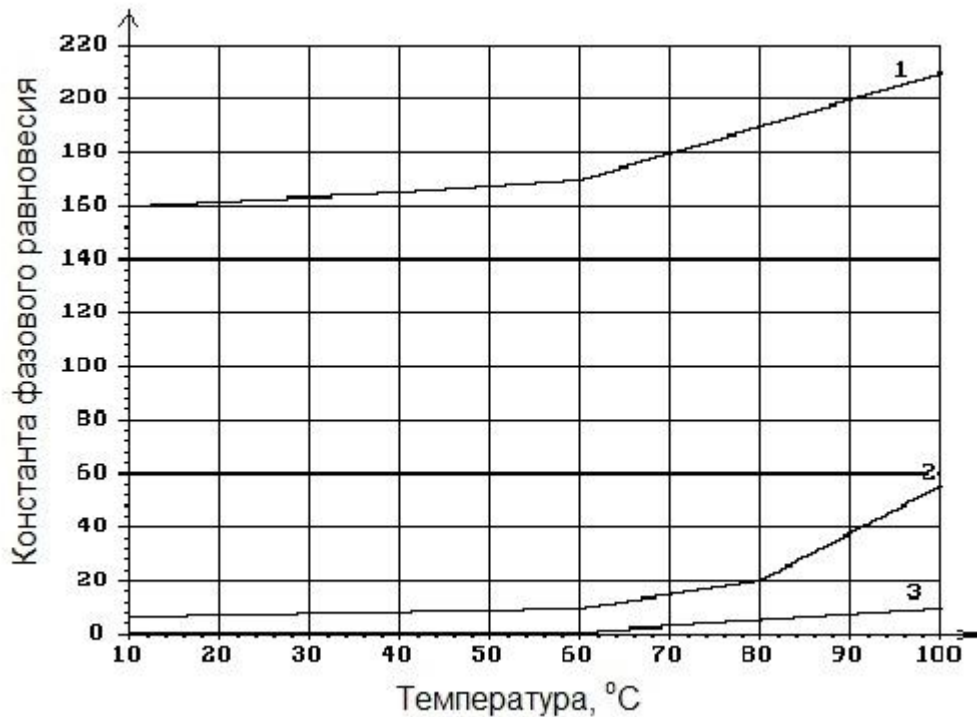
При одной и той же величине пересыщения и прочих одинаковых термодинамических и гидродинамических условиях для нефтей с меньшим поверхностным натяжением процесс выделения газа будет протекать намного интенсивнее [19].

По-видимому, определяющим фактором при формировании пузырька, является упругость пара, поэтому зародышами первых газовых пузырьков будут служить молекулы наиболее легких компонентов. Увеличение же энергии для образования зародышей по мере выделения газа из нефти объясняется снижением концентрации летучих компонентов в жидкой фазе, а также ростом поверхностного натяжения.

Растворенные в нефти газы поверхностно неактивны и не могут сорбироваться на поверхности раздела фаз, в связи с этим интенсивность их выделения во времени резко падает. Поскольку образование газовых пузырьков в этом случае затруднено, дегазация нефти будет проходить в основном за счет поверхностного фазового перехода – испарения газа.

Увеличение температуры ведет за собой увеличение выхода газа в процессе сепарации, однако доля тяжелых компонентов в газе возрастает. Это объясняется тем, что увеличение температуры вызывает рост давлений насыщенных паров компонентов газонефтяной смеси, что приводит, в соответствии с законом Рауля–Дальтона к увеличению констант фазового равновесия и доли компонента в газе.

На рис. 2.10 приведены зависимости констант фазового равновесия углеводородов от температуры при постоянном давлении ($P=0,1$ МПа).



1 – метан; 2 – н-бутан; 3 – н-гексан

Рис. 2.10. Зависимость константы фазового равновесия компонентов от температуры при постоянном давлении

2.3. Моделирование процесса сепарации

2.3.1. Моделирование процесса сепарации в равновесных условиях

При моделировании процесса сепарации необходимо учитывать, что между разделяемыми фазами будет происходить тепло- и массоперенос, конечным результатом которых будет достижение термодинамического равновесия, характеризующееся равенством температур и числа молекул, переходящих из одной фазы в другую.

Основной предпосылкой составления математической модели процесса сепарации является предположение о том, что в процессе сепарации достигается состояние фазового равновесия, т.е. когда давление и температура в каждой точке постоянны [20, 21].

Для расчета равновесных концентраций введем следующие обозначения:

F – расход исходной смеси, кг/с;

G – расход пара, кг/с;

L – расход жидкой фазы, кг/с;

u_i – концентрация i -го компонента в исходной смеси;

x_i – концентрация i -го компонента в жидкой фазе;

y_i – концентрация i -го компонента в газовой фазе.

Уравнение материального баланса сепаратора можно представить [14]:

$$F = L + G, \quad (2.13)$$

$$F \cdot u_i = G \cdot y_i + L \cdot x_i. \quad (2.14)$$

Из уравнения (2.13) следует:

$$L = F - G, \quad (2.15)$$

$$u_i = \frac{G}{F} \cdot y_i + \frac{F - G}{F} \cdot x_i. \quad (2.16)$$

Обозначим долю отгона e :

$$e = \frac{G}{F}, \quad (2.17)$$

$$u_i = e \cdot y_i + (1 - e) \cdot x_i. \quad (2.18)$$

При расчете массообменных процессов обычно используют законы, на основании которых можно рассчитать составы разделяемых фаз. Для идеальных систем применяют законы Дальтона, Рауля, Коновалова и другие.

Согласно закону Дальтона сумма парциальных давлений всех компонентов газа равна общему давлению [18]:

$$P = \sum_{i=1}^n P_i. \quad (2.19)$$

Объемная или мольная доля i -го компонента в газовой фазе равна парциальному давлению компонента P_i , деленному на общее давление газовой фазы P :

$$y_i = \frac{P_i}{P}. \quad (2.20)$$

Кроме того, согласно закону Рауля [15] парциальное давление i -го компонента в нефти P_i равно давлению насыщенного пара $P_{н.п.}$ этого компонента, умноженному на его мольную долю в нефти x_i , т.е.

$$P_i = x_i \cdot P_{н.п.}. \quad (2.21)$$

Таким образом, согласно закону Рауля-Дальтона:

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad (2.22)$$

где K_i – константа фазового равновесия.

Для нефтяных углеводородов константа фазового равновесия определяется из соотношения:

$$K_i = \frac{P_i}{P}, \quad (2.23)$$

где P_i – давление насыщенных паров i -го компонента при температуре однократного испарения;

P – давление, при котором производится однократное испарение, давление в системе.

Давление насыщенных паров компонентов определяют, например, по эмпирической зависимости – уравнению Ашворта [21]:

$$P_i = 10^5 \cdot \exp \left[17,172 - \frac{F(T_i)}{T_i} \right] \quad (2.24)$$

где T – температура однократного испарения, К;

T_i – температура кипения углеводородной фракции, К.

Функцию $F(T)$ находят из уравнения:

$$F(T) = \frac{1250}{\sqrt{(T + 273)^2 + 108000} - 307,6} - 1. \quad (2.25)$$

По этому же уравнению, используя T_i вместо T , рассчитывают $F(T_i)$.

Совместным решением уравнений получаем следующие уравнения:

$$u_i = e \cdot K_i \cdot x_i + 1 - e \cdot x_i, \quad (2.26)$$

$$x_i = \frac{u_i}{e \cdot K_i + 1 - e}, \quad (2.27)$$

$$x_i = \frac{u_i}{1 + e \cdot K_i - 1}. \quad (2.28)$$

Уравнение (2.28) содержит два неизвестных параметра: состав фазы x_i и долю отгона e , поэтому для решения уравнения можно использовать метод итераций [22, 23]. Контролем правильности решения является выполнение условия $\sum x_i = 1$. После расчета x_i необходимо определить u_i по уравнению (2.22).

Математическая модель расчета процесса сепарации сложной многокомпонентной системы при промысловой подготовке нефти, газа и газового конденсата позволяет определить материальные потоки нефти и газа, газовый фактор, физико-химические параметры потоков, давление насыщенных паров, составы газовой и жидкой фаз и учесть влияние основных технологических параметров: температуры, давления, состава пластовой нефти, количества ступеней сепарации.

2.3.2. Моделирование процесса сепарации в динамических условиях

В существующих моделирующих системах материальные балансы процессов и аппаратов подготовки газа и газового конденсата основываются только на расчете парожидкостного равновесия. Результатами такого расчета является соотношение жидкой и газовой фаз и составы получающихся материальных потоков. Основные технологически единицы установки подготовки газа – сепараторы, в моделирующих системах представляются, как некий объект без учета его формы и внутреннего устройства. Таким образом, сепаратор

в этих моделирующих системах играет роль делителя входящего потока на два других – газ и жидкость, в пропорциях, получаемых при расчете парожидкостного равновесия. Как правило, подразумевается, что изменение термобарических условий происходит в сепараторе. Таким образом, существующие в настоящее время моделирующие системы являются статическими. Изменение расхода пластовой смеси на входе такой системы при сохранении неизменными термобарических условий по аппаратам вызывает строго пропорциональное изменение расходов, получающихся потоков газа и нестабильного конденсата. Изменение расхода во всем диапазоне работы установки не вызывает каких либо качественных изменений. Физико-химические свойства смеси компонентов в таких системах учитываются также крайне ограниченно, а именно, в наборе, необходимом для расчета парожидкостного равновесия и пересчетов концентрации компонентов, расходов и т.д. Такие модели являются идеализированными, особенно в критических режимах работы реальных установок подготовки газа [24].

На реальных установках комплексной подготовки газа сепаратор является аппаратом для физического разделения газожидкостной смеси на фазы. Изменение термобарических условий, при которых нарушается фазовое равновесие, сопровождаемое выделением из газа жидкости или наоборот, происходит до сепараторов: в теплообменниках, запорно-регулирующей арматуре, эжекторах, инжекторах, различного рода охлаждающих устройствах, включая детандеры, в местах смещения различных потоков, в том числе, при подаче различных реагентов. Образовавшаяся в данных условиях жидкая фаза состоит из мельчайших капель-зародышей, которые продолжают увеличиваться посредством коагуляции и/или конденсационного роста. Рост капель происходит до определенных размеров и определяется множеством обстоятельств: расходом газожидкостной смеси, размерами и конструкцией трубопровода, содержанием жидкости в газе, физико-химическими свойствами фаз, наличием или отсутствием изменений термобарических условий. При этом, важно, чтобы образовались капли как можно большего размера. Естественно, что при этом имеет место некоторое распределение капель по размерам.

В газосепараторе происходит отделение образовавшихся ранее капель из газа. Для этого используются различные устройства, в которых происходит выделение капель из газа под действием силы тяжести, инерции или адгезии. При сепарации жидкости (дегазация, выветривание) происходит выделение образовавшихся пузырьков газа из жидкости. В динамике процесс выделения одной фазы из другой протекает не полностью, т.е. существует капельный и пузырьковый унос [24].

В современной сепарационной технике, как правило, используется комбинация устройств с различными принципами действия. Это позволяет повысить степень разделения фаз. Но о 100 % степени разделения можно говорить

с некоторой долей допущения, лишь при очень незначительных объемных расходах на входе аппаратов. Практически, расходы через аппараты значительно больше, а значит больше и унос. При подготовке газа наибольшую проблему создает унос капельной жидкости. Унесенный жидкостью газ по существующей в настоящее время технологии, как правило, возвращается в газопровод. Унос жидкости с газом безвозвратен. В настоящее время хорошим качеством сепарации газа считается унос жидкости порядка 1020 граммов на 1000 н. м³ газа. Косвенно о величине уноса капельной жидкости с товарным газом говорит превышение точки росы газа сепарации над температурой в концевом сепараторе (при условии равенства давлений). Практически, при хорошем качестве сепарации, точка росы по углеводородам выше температуры в концевом сепараторе на 5–7°С. При идеальной сепарации она будет равна температуре сепарации.

Величина капельного уноса зависит от множества факторов, основными из которых, можно считать расход, конструкцию сепаратора и его размеры, условия каплеобразования в подводящем трубопроводе, термобарические условия и физико-химические свойства сепарируемой газожидкостной смеси. Предсказать величину капельного уноса при изменении одного или нескольких вышеупомянутых факторов можно либо экспериментально, либо путем создания гидродинамических моделей процессов и аппаратов подготовки газа и газового конденсата. Первый вариант является чрезвычайно трудоемким и затратным. Кроме того, экспериментальное изучение не всегда возможно и не универсально по своей сути. Напротив, математическое моделирование с опорой на экспериментальные данные и с использованием компьютерных технологий позволяет успешно решать данную задачу.

2.3.2.1. Влияния капельного и пузырькового уноса на составы и расходы материальных потоков

В существующих в настоящее время статических математических моделях материальный баланс сепараторов, может быть представлен следующим образом [13]:

$$G_{\text{вх}} = G_{\text{г}} + G_{\text{ж}}, \quad (2.29)$$

где $G_{\text{вх}}$, $G_{\text{г}}$, $G_{\text{ж}}$ – количество входного, газового и жидкого потоков.

Равновесные составы жидкости и газа на выходе сепаратора описываются следующим уравнением:

$$\begin{aligned} x^{\phi}(i) &= u(i) / e(K(i)-1) + 1, \\ y^{\phi}(i) &= u(i) \cdot k(i) / e(K(i)-1) + 1, \end{aligned} \quad (2.30)$$

где y^{ϕ} , x^{ϕ} – равновесные концентрации i -го компонента в газовой и жидкой фазах, мольные доли;

При этом должно соблюдаться условие:

$$\sum_{i=1}^n u(i) = \sum_{i=1}^n y^{\Phi}(i) = \sum_{i=1}^n x^{\Phi}(i) = 1, \quad (2.31)$$

где n – число компонентов системы.

Доля отгона показывает, какое фазовое состояние является преобладающим после нарушения фазового состояния системы. Если доля отгона газа велика, $e \geq 0,8$, то смесь представляет собой газ, в котором взвешены капли жидкости различного размера. В такой системе может наблюдаться значительный унос жидкой фазы с газом. Унос газовой фазы с жидкостью в таком случае относительно невелик и им можно пренебречь. Этот тип гидродинамического процесса следует относить к газосепарации.

Если доля отгона газа невелика, $e \leq 0,2$, то смесь представляет собой жидкость, в которой находятся различные по размерам пузырьки газа, выделившегося при нарушении газожидкостного равновесия [25]. Для такой системы характерен унос газовой фазы и практически отсутствует унос жидкости с газом. Поэтому, унос жидкости с газом в данном случае можно не учитывать. Ниже будут более подробно рассмотрены случаи газосепарации и сепарации жидкости с выводом уравнений материального баланса и уравнений для расчета составов выходящих из сепаратора потоков.

Рассмотрим сепарацию газа. Расчет материального баланса сепаратора базируется на расчете парожидкостного равновесия с учетом капельного уноса жидкости с газом. Капельный унос – это количество жидкости, которая остается в газе после сепаратора, т.е. жидкость, которая в силу различных причин не осела в аппарате [13].

Материальный баланс по жидкости для газосепаратора и установки в целом описывается выражением [13]:

$$G_{\text{вх}}^{\text{ж}} = G_{\text{ос}} + G_{\text{ун}}, \quad (2.32)$$

где $G_{\text{вх}}^{\text{ж}}$, $G_{\text{ос}}$, $G_{\text{ун}}$ – соответственно количество (масса) жидкости на входе, осевшей и унесенной из сепаратора. Уносом газа с жидкостью пренебрегаем.

Известно, понятие коэффициента эффективности (КПД) сепаратора, который отражает долю или процент жидкости, осевшей в сепараторе по отношению к общему количеству жидкой фазы, содержащейся в газе на входе сепаратора:

$$\eta = G_{\text{ос}} / G_{\text{вх}}^{\text{ж}}. \quad (2.33)$$

Определенный таким образом КПД, зависит от конструкции сепаратора, термобарических условий, параметров технологической схемы, состава и физико-химических свойств газожидкостного потока. Взаимосвязь величины капельного уноса и коэффициента эффективности сепаратора можно проследить, если в выражение (2.33) подставить $G_{\text{ос}}$ из выражения (2.32):

$$\eta = 1 - G_{\text{ун}} / G_{\text{вх}}^{\text{ж}}. \quad (2.34)$$

При необходимости отражения качественной обобщенной характеристики работы сепаратора и установки в целом можно оперировать коэффициентом эффективности η (КПД).

Коэффициент эффективности – результирующий коэффициент, отражающий работу всех устройств сепаратора по осаждению жидкой фазы из газожидкостной смеси в целом.

Для вывода уравнения материального баланса сепаратора в динамических условиях используют уравнения статической модели, которые полностью совпадают с уравнениями материального баланса, используемыми при расчете фазовых равновесий.

$$G_{\text{вх}}^{\phi} = G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{г}}^{\phi}. \quad (2.35)$$

Пусть на вход сепаратора подано:

$G_{\text{вх}}^{\phi}$ газожидкостной смеси, тогда в случае идеальной (полной) сепарации материальный баланс сепаратора будет выглядеть:

$$G_{\text{вх}} = G_{\text{г}} + G_{\text{ж}} = G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{г}}^{\phi}. \quad (2.36)$$

Для того чтобы учесть капельный унос (КПД) сепаратора, необходимо из полученного при расчетах фазовых равновесий количества жидкой фазы вычесть величину $G_{\text{ун}}$ и прибавить ее к количеству газовой фазы, полученного из расчета фазовых равновесий, т.е.[13]:

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{ж}}^{\phi} - G_{\text{ун}} = \eta \cdot G_{\text{ж}}^{\phi}, \quad (2.37)$$

$$G_{\text{г}} = G_{\text{г}}^{\phi} + G_{\text{ун}} = G_{\text{г}}^{\phi} + (1 - \eta) \cdot G_{\text{ж}}^{\phi}. \quad (2.38)$$

Если учесть, что e – доля отгона газа из газожидкостной смеси с расходом $G_{\text{вх}}$, то

$$G_{\text{г}} = G_{\text{вх}} \cdot e + (1 - \eta) \cdot G_{\text{вх}}. \quad (2.39)$$

После несложных преобразований получим выражение:

$$G_{\text{г}} = G_{\text{вх}} \cdot (1 + \eta \cdot (e - 1)). \quad (2.40)$$

Для жидкой фазы с учетом доли отгона газа e выражение примет вид:

$$G_{\text{ж}} = \eta \cdot (1 - e) \cdot G_{\text{вх}}. \quad (2.41)$$

Для практических расчетов преобразуем уравнение материального баланса при подстановке выражений (2.37) и (2.38) в уравнение (2.35):

$$G_{\text{вх}} = (G_{\text{г}}^{\phi} + (1 - \eta) \cdot G_{\text{ж}}^{\phi}) + \eta \cdot G_{\text{ж}}^{\phi}. \quad (2.42)$$

Расходы газа и жидкости можно находить по выражениям (2.40) и (2.41).

Выведем уравнения для составов выходящих из газосепаратора потоков. Как упоминалось выше, в случае газосепарации унос газа жидкостью очень мал и его влияние не учитывается. Поэтому состав жидкости сепарации будет соответствовать составу жидкости, получаемому из расчета фазовых равновесий [13]:

$$x(i) = u(i) / (e \cdot k(i) - 1) + 1. \quad (2.43)$$

Состав газовой фазы, полученной путем «смешения» газа и жидкости, унесенной с газом, с составами, получаемыми из расчета фазовых равновесий $y^\phi(i)$ и $x^\phi(i)$ в пропорции с их расходами:

$$y(i) = y^\phi(i) \cdot G_{\text{дг}} + x^\phi(i) \cdot G_{\text{дж}}, \quad (2.44)$$

где $G_{\text{дг}}$ и $G_{\text{дж}}$ – доли в общем расходе потоков газа, полученные при расчете фазовых равновесий газа и жидкости, унесенной с газом.

$$\begin{aligned} G_{\text{дг}} &= \frac{G_{\text{г}}^\phi}{G_{\text{г}}^\phi + G_{\text{ун}}^\phi} = \frac{e}{1 + \eta(e-1)}, \\ G_{\text{дж}} &= \frac{G_{\text{ун}}^\phi}{G_{\text{г}}^\phi + G_{\text{ун}}^\phi} = \frac{(1-e) \cdot (1-\eta)}{1 + \eta(e-1)}. \end{aligned} \quad (2.45)$$

После подстановки и преобразований получаем:

$$y(i) = \frac{y^\phi(i) \cdot e + x^\phi(i) \cdot (1-e) \cdot (1-\eta)}{1 + \eta(e-1)}. \quad (2.46)$$

Окончательное выражение для расчета состава газа на выходе газосепаратора имеет вид:

$$y(i) = \frac{u(i) \cdot K(i) \cdot e + (1-e) \cdot (1-\eta)}{1 + \eta \cdot (e-1) \cdot e \cdot (K(i)-1) + 1}. \quad (2.47)$$

Далее рассмотрим сепарацию жидкости. В основу расчета жидкостных сепараторов положен расчет парожидкостного равновесия, с учетом пузырькового уноса газа жидкостью.

Пузырьковый унос – это унос газа в виде пузырьков вместе с жидкостью.

Материальный баланс газа для жидкостного сепаратора будет выглядеть следующим образом:

$$G_{\text{вх}}^\Gamma = G_{\text{ос}}^\Gamma + G_{\text{ун}}^\Gamma, \quad (2.48)$$

где $G_{\text{вх}}^\Gamma$ – количество (масса) газа на входе сепаратора;

$G_{\text{ос}}^\Gamma$, $G_{\text{ун}}^\Gamma$ – количество газа на выходе из сепаратора и унесенного с жидкостью. Унос жидкости с газом считаем для жидкостного сепаратора равным нулю (по соображениям, изложенным выше).

За коэффициент эффективности (КПД) жидкостного сепаратора принимаем величину, равную отношению количества газа на выходе сепаратора к количеству, поступившему на вход сепаратора.

$$\eta = G_{\text{ос}}^\Gamma / G_{\text{вх}}^\Gamma. \quad (2.49)$$

Количество газа, поступающего на вход, вычисляется из условия фазового равновесия:

$$G_{\text{вх}}^\Gamma = G_{\text{г}}^\phi. \quad (2.50)$$

Определенный таким образом КПД, зависит от конструкции сепаратора, термобарических условий, параметров технологической схемы, состава и физико-химических свойств газожидкостного потока.

Взаимосвязь величины пузырькового уноса и коэффициента эффективности сепаратора можно отразить следующим образом:

$$\eta = 1 - G_{\text{ун}} / G_{\text{вх}}^{\text{г}}. \quad (2.51)$$

Данное выражение аналогично выражению КПД для газосепаратора. Так же, как для газосепаратора, для жидкостного сепаратора с целью вывода материального баланса аппарата в динамических условиях возьмем выражение материального баланса парожидкостного равновесия.

$$G_{\text{вх}} = G_{\text{г}} + G_{\text{ж}} = G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{г}}^{\phi}. \quad (2.52)$$

С учетом пузырькового уноса, количества полученного при сепарации газа и жидкости вычисляется по выражениям:

$$G_{\text{г}} = G_{\text{г}}^{\phi} - G_{\text{ун}} = G_{\text{г}}^{\phi} \cdot \eta, \quad (2.53)$$

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{ун}} = G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{г}}^{\phi} \cdot (1 - \eta). \quad (2.54)$$

После преобразований получаем выражения расхода жидкости и газа сепаратора:

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{вх}} \cdot (1 - e \cdot \eta), \quad (2.55)$$

$$G_{\text{г}} = G_{\text{вх}} \cdot e \cdot \eta. \quad (2.56)$$

Общий материальный баланс жидкостной сепарации описывается уравнением:

$$G_{\text{вх}} = G_{\text{г}}^{\phi} \cdot \eta + [G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{г}}^{\phi} \cdot (1 - \eta)]. \quad (2.57)$$

Как уже упоминалось выше, для случая жидкостной сепарации уносом жидкой фазы с газом можно пренебречь. Поэтому состав газа на выходе сепаратора будет аналогичен составу газа, полученному при расчете фазовых равновесий.

$$y(i) = \frac{u(i) \cdot K(i)}{e(k(i) - 1) + 1}. \quad (2.58)$$

Состав жидкой фазы, полученной путем «смешения» жидкости, и газа, унесенного с жидкостью, полученных из расчета фазовых равновесий, пропорционально их расходам:

$$x(i) = y^{\phi}(i) \cdot G_{\text{дг}} + x^{\phi}(i), \quad (2.59)$$

где $G_{\text{дг}}$ и $G_{\text{дж}}$ – доли жидкости, полученной при расчете фазовых равновесий и газа, унесенного с жидкостью в общем потоке жидкости сепарации.

$$G_{\text{дж}} = \frac{G_{\text{ж}}^{\phi}}{G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{ун}}} = \frac{1 - e}{1 - e - \eta}, \quad (2.60)$$

$$G_{\text{дг}} = \frac{G_{\text{ун}}}{G_{\text{ж}}^{\phi} + G_{\text{ун}}} = \frac{e(1 - \eta)}{1 - e - \eta}. \quad (2.61)$$

Состав компонента i для жидкой фазы рассчитывается по следующей формуле:

$$x(i) = \frac{x^{\Phi}(i) \cdot (1-e) + y^{\Phi}(i) \cdot e(1-\eta)}{1-e \cdot \eta} . \quad (2.62)$$

Подставив в полученное выражение $x^{\Phi}(i)$ и $y^{\Phi}(i)$, получаем окончательное выражение для расчета состава жидкости, выходящей из жидкостного сепаратора:

$$x(i) = \frac{z(i) \cdot (1-e + k(i) \cdot e(1-\eta))}{e(K(i)-1) + 1 - e\eta} . \quad (2.63)$$

Таким образом, получены уравнения для расчета материальных балансов и составов потоков процесса сепарации для жидкостного и газового сепараторов. Данные уравнения, наряду с расчетными уравнениями фазовых равновесий, являются основой для построения динамических моделей сепарационного оборудования.

2.3.2.2. Расчет КПД многоэлементного сепаратора и их каскада

Современный сепаратор – сложное, многоэлементное устройство, где используются гравитационный, инерционный, центробежный, пленочный принципы сепарации. В статических моделях аппаратов, где предусматривается 100 % отделение жидкости от газа, устройство сепаратора не имеет значения. Для динамической модели, где дополнительно учитывается гидродинамическая составляющая процесса сепарации, важно рассчитывать каждый конструктивный элемент аппарата, непосредственно задействованный в разделении фаз. Для отражения общей эффективности того или иного элемента, аппарата в целом и установки подготовки газа, как совокупности газосепараторов и выветривателей, т.е. аппаратов, в которых происходит разделение фаз, наиболее удобно применять коэффициент эффективности (КПД). Необходимо лишь вывести уравнения, связывающие КПД отдельных элементов сепаратора и общий коэффициент эффективности аппарата [26].

Предположим, сепаратор состоит из 3-х конструктивных элементов. Каждый из элементов выступает в роли отдельного отделителя жидкости от газа. Элементы работают последовательно, т.е. газ проходит сначала 1-й, затем 2-й и в последнюю очередь 3-й элемент. Жидкость, выделившаяся на каждом из элементов, собирается в одном общем сборнике. Вывод уравнения общего КПД начнем с составления материального баланса жидкости для каждого из элементов[26]:

$$\begin{aligned} 1) m_0 &= m_1 + m_{b1} \\ 2) m_{b1} &= m_2 + m_{b2} , \\ 3) m_{b2} &= m_3 + m_{b3} \end{aligned} \quad (2.64)$$

где m_0, m_1, m_2, m_3 – масса жидкости на входе сепаратора и выходе из каждого элемента;

m_{b1}, m_{b2}, m_{b3} – масса жидкости на выходе после каждого из элементов.

Общий материальный баланс сепаратора можно представить:

$$m_0 = m_1 + m_2 + m_3 + m_{b3}. \quad (2.65)$$

Общий КПД сепаратора, как совокупности элементов можно представить:

$$\eta_{\text{общ}} = \frac{m_1 + m_2 + m_3}{m_0} = \frac{1 - m_{b3}}{m_0}. \quad (2.66)$$

КПД каждого из элементов в отдельности можно записать как [26]:

$$1) \eta_1 = \frac{m_1}{m_0} = \frac{1 - m_{b1}}{m_0} \quad (2.67)$$

$$2) \eta_2 = \frac{m_2}{m_0} = \frac{1 - m_{b2}}{m_0},$$

$$3) \eta_3 = \frac{m_3}{m_0} = \frac{1 - m_{b3}}{m_0}$$

Выразим из уравнений (2.67) массу осевшей жидкости по каждому из элементов и подставим в уравнение (2.66).

$$\eta_{\text{общ}} = \frac{m_0 \cdot \eta_1 + m_{b1} \cdot \eta_2 + m_{b2} \cdot \eta_3}{m_0}. \quad (2.68)$$

Массу жидкости в газе после первого элемента выразим из выражения КПД 1-го элемента:

$$m_{b1} = (1 - \eta_1) \cdot m_0. \quad (2.69)$$

Массу жидкости в газе после 2-го элемента выразим аналогично:

$$m_{b2} = m_{b1} \cdot (1 - \eta_2). \quad (2.70)$$

Получим выражение для массы жидкости в газе после второго элемента:

$$m_{b2} = m_0 \cdot (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2). \quad (2.71)$$

После преобразований получим конечное выражение общего КПД аппарата:

$$\eta_{\text{общ}} = \eta_1 + \eta_2 \cdot (1 - \eta_1) + \eta_3 \cdot (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2). \quad (2.72)$$

Для двух элементов выражение будет иметь вид:

$$\eta_{\text{общ}} = \eta_1 + \eta_2 \cdot (1 - \eta_1). \quad (2.73)$$

Соответственно для числа n элементов формула общего КПД будет записана по аналогии:

$$\eta_{\text{общ}} = \eta_1 + \eta_2 \cdot (1 - \eta_1) + \eta_3 \cdot (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2) + \dots + \eta_n \cdot (1 - \eta_1) \cdot (1 - \eta_2) \cdot (1 - \eta_{n-1}) \quad (2.74)$$

Выражение (2.74), так же как и другие его версии, пригодно для вычисления общего коэффициента эффективности по заданным КПД отдельных элементов системы. Таким образом, полученные выражения можно использовать для вычисления КПД каскада газосепараторов.

Вопросы для самоконтроля

1. Что такое сепарация?
2. Какие существуют классификации сепараторов?
3. Какие трудности возникают при использовании горизонтальных сепараторов?
4. Сколько секций в сепараторе и чем они отличаются?
5. Какими дополнительными конструкциями снабжают аппараты, чтобы повысить эффективность процесса сепарации?
6. Какие модели используются для составления упрощенных схем механизма массопереноса?
7. Какое допущение принимают при составлении материального баланса процесса сепарации?
8. Какой вид имеет уравнение для расчета концентрации компонентов в газовой фазе с учетом закона Рауля-Дальтона?
9. Какой метод используют для расчета составов фаз?
10. От чего зависит степень разделения газожидкостной смеси в сепараторе?
11. Каким выражением можно описать коэффициент уноса по газу?
12. Что такое коэффициент эффективности процесса сепарации и от каких параметров он зависит?
13. Что такое газовый фактор?
14. От чего зависит величина газового фактора?

3. ОБРАЗОВАНИЕ ЭМУЛЬСИЙ В ПРОЦЕССЕ ДОБЫЧИ И ТРАНСПОРТИРОВКИ НЕФТИ

3.1. Нефтяные эмульсии и их характеристика

Эмульсия – это гетерогенная система, состоящая из двух несмешивающихся или малосмешивающихся жидкостей, одна из которых диспергирована в другой в виде мелких капелек – глобул (рис. 3.1). Жидкость, в которой содержатся мелкие капли другой жидкости, называют дисперсной средой (внешней, непрерывной, сплошной), а капли жидкости в дисперсной среде называют дисперсной фазой (внутренней, разобщенной).



Рис.3.1. Фотография водонефтяной эмульсии

Эмульсии воды в нефти относятся к дисперсным системам с развитой поверхностью, отличаются высоким уровнем свободной поверхностной энергии и с точки зрения термодинамики являются системами неустойчивыми. Это выражается в стремлении к снижению уровня свободной энергии за счет процессов укрупнения капель и самопроизвольного расслоения смеси на нефть и воду [27].

Все нефтяные эмульсии делятся на три группы [28]:

1. *Эмульсии обратного типа* (вода в нефти В/Н) – I группа. В ней содержание дисперсной фазы (воды) в дисперсионной среде (нефти) может колебаться от следов до 90 – 95 %; такой тип нефтяных эмульсий охватывает диапазон разбавленных и высококонцентрированных эмульсионных систем, где в большой степени проявляются различия в факторах их стабилизации.

2. *Эмульсия прямого типа* (нефть в воде Н/В) – II группа. Они образуются в процессах разрушения обратных эмульсий, при высоком содержании воды в продукции скважин и при деэмульсации нефти. Стойкие эмульсии прямого типа могут формироваться также в процессе паротеплового воздействия на пласт.

3. «Множественная эмульсия» – III группа. Это эмульсия в эмульсиях: вода-нефть-вода и т.д., либо – нефть-вода-нефть. Такие эмульсии характеризуются обычно повышенным содержанием различных механических примесей, в результате чего накапливаются на границе раздела фаз в аппаратах подготовки нефти и воды и являются одной из причин срыва технологических режимов их работы.

При подъеме обводненной нефти от забоя скважины до ее устья и дальнейшем движении по промысловым коммуникациям происходит непрерывное перемешивание нефти с водой, сопровождаемое образованием стойких эмульсий. Стойкость эмульсии определяется в основном размерами капель, прочностью бронирующих оболочек, возникающих на их поверхности в результате адсорбции на границе раздела фаз нефть–вода асфальтово-смолистых веществ и тугоплавких парафинов и флотации каплями воды частиц механических примесей [29].

Решающими параметрами, определяющими степень дисперсности эмульсии при совместном движении воды и нефти, являются скорость потока, величина поверхностного натяжения на границе раздела фаз и масштаб пульсации.

Скорость потока при движении водонефтяной смеси от забоя скважины до конечных пунктов транспортирования изменяется в широких пределах [30]. Особенно большие изменения ее, а, следовательно, и дисперсности наблюдаются при прохождении смеси через штуцерирующие устройства, газовые сепараторы, центробежные насосы. В этих местах скорость потока и турбулентность возрастают, как правило, на 1 – 2 порядка, что, при всех прочих равных условиях, приводит к уменьшению диаметров глобул воды в десятки и сотни раз [31].

3.2. Основные физико-химические свойства нефтяных эмульсий

Основными физико-химическими свойствами нефтяных эмульсий являются [28,32]:

- дисперсность;
- вязкость;
- плотность;
- электрические свойства;
- устойчивость (стабильность).

Дисперсность эмульсии – это степень раздробленности дисперсной фазы в дисперсионной среде.

Дисперсность, определяющая свойства эмульсии, характеризуется тремя величинами:

- диаметром капель d ;

- обратной величиной диаметра капли $D = 1/d$, называемой обычно дисперсностью;

- удельной межфазной поверхностью, т. е. отношением суммарной поверхности капелек к общему их объему.

Все эти величины взаимосвязаны и выражаются общей формулой:

$$S_{\text{уд}} = 6/d - 3/r, \quad (3.1)$$

Из формулы видно, что удельная поверхность обратно пропорциональна размерам частиц и чем меньше эти частицы, тем больше удельная поверхность.

Основными параметрами, определяющими степень дисперсности эмульсии или размер капелек воды в нефти, являются скорость потока, величина поверхностного натяжения на границе раздела фаз, а также частота и амплитуда пульсаций (масштаб пульсаций). Критические размеры капель, которые могут существовать в потоке при данном термодинамическом режиме, определяются большим числом факторов и в первом приближении описываются следующим уравнением Колмогорова А. Н.:

$$d_{\text{кр}} = 4.82 \cdot \sqrt[5]{\frac{L^2 \cdot \sigma^3}{v^6 \cdot k \cdot \rho}}, \quad (3.2)$$

где σ – поверхностное натяжение системы нефть–газ;

k – коэффициент, учитывающий вязкость воды и нефти;

ρ – плотность дисперсионной среды (внешней);

L – масштаб пульсаций;

v – скорость потока.

Исключительно быстро растет степень дисперсности эмульсии после штуцера, который устанавливают обычно перед сепаратором.

Вязкость эмульсии. При течении водонефтяных эмульсий в турбулентном режиме принято различать и учитывать две вязкости [33, 34]:

- вязкость, обусловленную пульсациями давления дисперсионной среды (нефти) и дисперсной фазы (воды);

- динамическую вязкость.

Динамическая вязкость нефтяных эмульсий не подчиняется правилу аддитивности:

$$\mu_{\text{э}} \neq \mu_{\text{н}} + \mu_{\text{в}}, \quad (3.3)$$

где $\mu_{\text{э}}$ и $\mu_{\text{в}}$ – абсолютные вязкости нефти и воды.

Динамическая вязкость эмульсии зависит от следующих основных факторов:

- вязкости самой нефти;

- температуры, при которой получается эмульсия;

- количества содержащейся воды в нефти;

- степени дисперсности или диаметра капель дисперсной фазы в дисперсионной среде (для эмульсии типа вода-нефть).

При содержании воды в нефти свыше 20 % вязкость эмульсии резко возрастает. Максимум вязкости имеет место при определенной критической концентрации воды $W_{кр}$, характерной для данного месторождения. При дальнейшем увеличении $W_{кр}$ вязкость эмульсии резко уменьшается. Критическое значение коэффициента обводнения $W_{кр}$, при котором вязкость эмульсии начинает снижаться, называется *точкой инверсии* (И).

В точке инверсии происходит обращение фаз, в результате чего дисперсная фаза (вода) становится дисперсионной средой (внешней, сплошной), а дисперсионная среда (нефть) – дисперсной фазой (разобщенной), т. е. вода-нефть превращается в нефть-вода.

Обращение фаз нефтяных эмульсий имеет исключительно большое практическое значение. Эмульсия типа нефть-вода, имеющая внешней фазой воду, транспортируется при меньших энергетических затратах, чем эмульсия типа вода-нефть, имеющая внешней фазой нефть [29, 32, 33].

Поэтому, при транспортировании эмульсий всегда нужно стремиться к тому, чтобы внешней фазой являлась вода, а не нефть (при условии, конечно, что трубопроводы защищены от коррозии). Критическое значение коэффициента обводненности $W_{кр}$ для нефтей разных месторождений может колебаться в пределах 0,5 – 0,9, но в большинстве случаев оно равно 0,71. Такое разнообразие значений $W_{кр}$, объясняется различием физико-химических свойств компонентов эмульсии и в первую очередь концентрацией водной фазы и присутствием в этой эмульсии различных эмульгаторов.

Плотность эмульсии. Плотность эмульсии определяют, зная плотность нефти и пластовой воды, образующих эмульсию, и их объемное или процентное содержание. Плотность эмульсии можно рассчитать по следующим формулам:

$$\begin{aligned}\rho_э &= \frac{V_n \cdot \rho_n + Q_v \cdot \rho_v}{V_n + Q_v}, \\ \rho_э &= \rho_n(1 - \varphi) + \rho_v \cdot \varphi, \\ \rho_э &= \frac{1}{\frac{0,01 \cdot q}{\rho_v} + \frac{1 - 0,01 \cdot q}{\rho_n}},\end{aligned}\tag{3.4}$$

где V_n и Q_v – соответственно расход нефти и воды, м³;

$\rho_э, \rho_n, \rho_v$ – плотность эмульсии, нефти и воды соответственно, кг/м³;

q – содержание воды и растворенных солей в эмульсии, масс. %;

φ – объемная доля дисперсионной среды: $\varphi = Q_B \cdot (V_H + Q_B)$.

Величина q определяется по уравнению:

$$q = \frac{q_0}{1 - 0,01 \cdot x}, \quad (3.5)$$

где q_0 – содержание чистой воды в эмульсии масс. %;

x – содержание растворенных солей в воде, масс. %.

Устойчивость эмульсии. При диспергировании двух несмешивающихся жидкостей образуются одновременно эмульсии прямого и обратного типов. При этом различают два периода «жизни» капель: τ_1 – время «жизни» капель масла в воде и τ_2 – время «жизни» капель воды в масле. Отношение $\beta = \tau_1 / \tau_2$ – является мерой способности системы к обращению фаз: $\beta > 1$ система из двух нерастворимых жидкостей при их диспергировании предрасположена к образованию эмульсии прямого типа (Н/В), а при $\beta < 1$, наоборот, – к образованию эмульсии типа В/Н. Способность системы к образованию эмульсий типа Н/В возрастает с повышением величины $\gamma = \frac{\tau_1}{\tau_2} \cdot \frac{V_2}{V_1}$, где V_1 и V_2 – соответственно объемы водной и масляной фаз [32].

С уменьшением γ преимущественно образуется эмульсия типа В/Н. Все эмульсии как прямого, так и обратного типа термодинамически неустойчивы и стремятся к расслоению.

При оценке стойкости нефтяных эмульсий следует различать два понятия: кинетическую и агрегативную устойчивость.

Кинетическая (седиментационная) устойчивость эмульсий – это способность системы противостоять оседанию или всплыванию частиц дисперсной фазы под действием архимедовых сил [31]. Для разбавленных эмульсий, когда содержание дисперсной фазы менее 3 %, кинетическая устойчивость может быть представлена выражением:

$$K_y = \frac{1}{\nu} = \frac{9\mu}{2(\rho_B - \rho_H)r^2g}, \quad (3.6)$$

где K_y – кинетическая устойчивость эмульсии;

ν – скорость оседания или всплытия частиц дисперсной фазы с радиусом r ;

$(\rho_B - \rho_H)$ – разность плотностей дисперсной фазы и дисперсионной среды; μ – вязкость дисперсионной среды;

g – ускорение свободного падения.

Из (3.6) следует, что кинетическая устойчивость разбавленных водонефтяных эмульсий пропорциональна вязкостным характеристикам

нефти и обратно пропорциональная разности плотностей нефти, эмульгированных глобул воды и квадрату радиуса этих глобул [17].

Агрегативная устойчивость эмульсий – это способность глобул дисперсной фазы при их столкновении друг с другом или границей раздела фаз сохранять свой первоначальный размер. В этой связи следует различать два процесса: коалесценцию и флокуляцию.

Флокуляция – слипание глобул при столкновении с образованием агрегатов из двух и более глобул.

Коалесценция – процесс слияния (укрупнения) глобул при столкновении друг с другом или границей раздела фаз.

Время существования эмульсионного слоя определяют по уравнению:

$$\tau = H / \bar{v}, \quad (3.7)$$

где H – высота слоя;

$\bar{v}$ – средняя скорость самопроизвольного расслоения.

Поскольку большинство нефтяных эмульсий обладает чрезвычайно высокой агрегативной устойчивостью, величину ее целесообразно оценивать по формуле:

$$A_y = \frac{W_o - W}{W_o} \cdot 100, \quad (3.8)$$

где W_o – общее содержание дисперсной фазы в анализируемой эмульсии;

W – количество дисперсной фазы, расслоившейся в процессе центрифугирования.

Сущность нового подхода к процессу предварительной подготовки эмульсии к расслоению заключается в максимальном снижении ее агрегативной и кинетической устойчивости еще на подходах к отстойникам [32].

3.3. Методы разрушения водонефтяных эмульсий

В основе технологии обезвоживания и обессоливания нефтей лежит процесс разрушения водонефтяных эмульсий, заключающийся в превращении их из агрегативно-устойчивого мелкодисперсного состояния в кинетически неустойчивые, крупнодисперсные, расслаивающиеся системы.

Существует условная классификация способов деэмульгирования нефтей на:

- механические (фильтрация, центрифугирование, обработка акустическими и ультразвуковыми колебаниями и др.);
- термические (подогрев с отстаиванием, промывка горячей водой);

- электрические (обработка в электромагнитных полях);
- химические (обработка реагентами-деэмульгаторами).

Различают трубную и пенную деэмульсацию; термомеханическую, заключающуюся в интенсивном перемешивании нагретой эмульсии (без деэмульгатора) для разрушения бронирующих оболочек на каплях воды; метод обращения фаз и др. В основу подобной классификации способов деэмульсации нефтей положена та или иная особенность соответствующего метода, основанная на определенной стадии процесса деэмульгирования, поэтому при таком подходе все способы на практике получаютс я комбинированными, их невозможно сравнивать и сопоставлять друг с другом.

Выделяют три основные стадии процесса разрушения водонефтяных эмульсий: разрушение бронирующих оболочек, укрупнение капель, разделение фаз. Оценка различных методов воздействия на водонефтяные эмульсии по их эффективности и технологичности проведения процесса приведена в табл. 3.1.

Таблица 3.1.

Оценка методов воздействия

Стадии	Характеристика	Значимость процесса по:	
		эффективности	технологичности применения
I	Разрушение бронирующих оболочек	1. Химические реагенты 2. Нагрев 3. Электростатические поля 4. Перемешивание	1. Химические реагенты 2. Перемешивание 3. Нагрев 4. Электростатические поля
II	Укрупнение капель	1. Электрические поля 2. Коалесцирующие насадки 3. Гидродинамические эффекты 4. Импульсные воздействия 5. Промывка в слое воды 6. Применение флокулянтов 7. Магнитное поле	1. Гидродинамические эффекты 2. Промывка в слое воды 3. Электрические поля 4. Коалесцирующие насадки 5. Импульсные воздействия 6. Применение флокулянтов 7. Магнитное поле
III	Разделение	1. Центрифугирование	2. Отстаивание

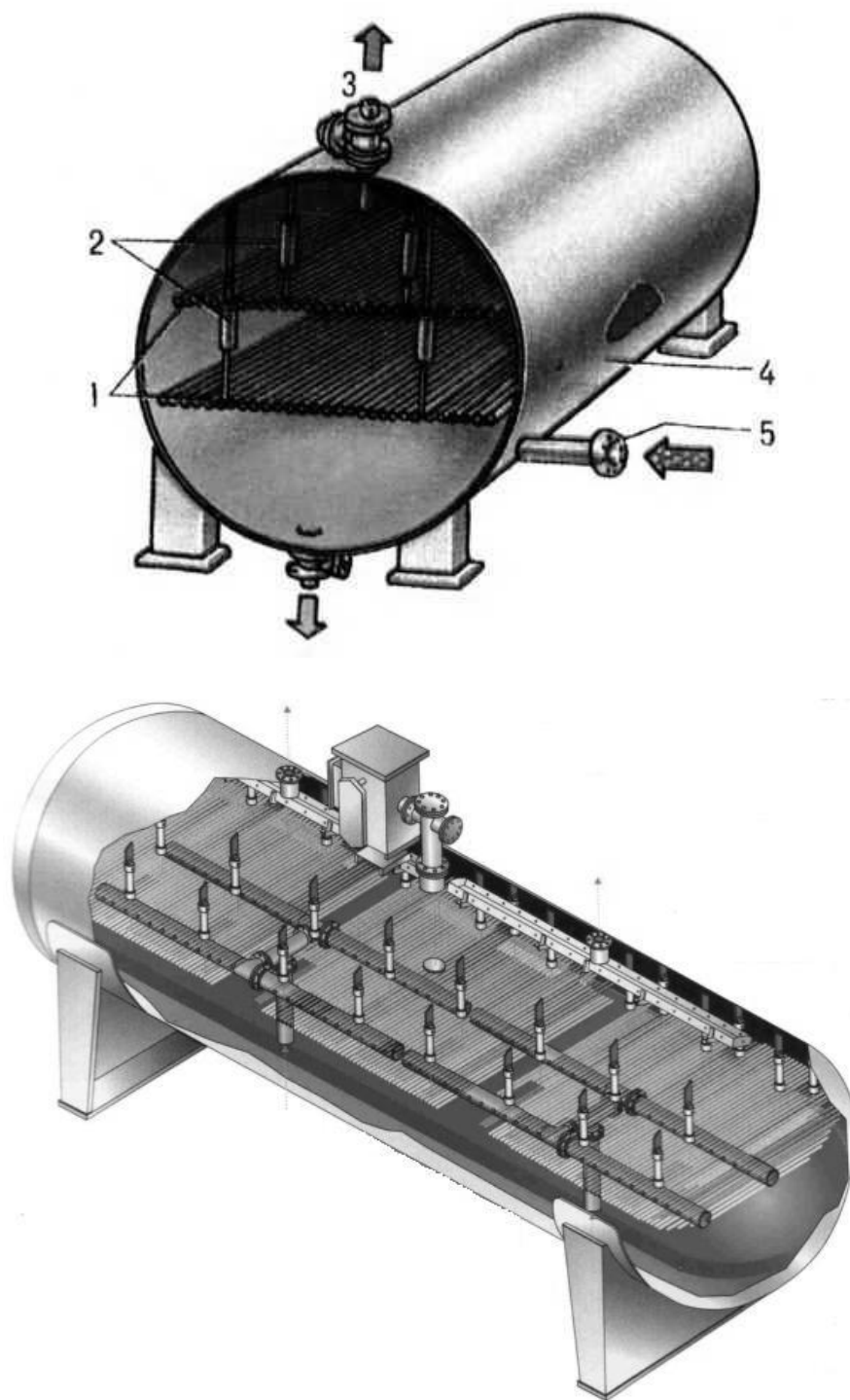
	фаз	ние 2. Отстаивание 3. Флотация, пенная деэмульсация 4. Электростатические поля	1. Центрифугирование 4. Электростатические поля 3. Флотация, пенная деэмульсация
--	-----	---	--

В I стадии главным и наиболее универсальным является действие реагентов-деэмульгаторов. В некоторых случаях возможно сильное ослабление и частичное разрушение бронирующих оболочек под действием нагрева или интенсивного перемешивания (передиспергирования). Также частично оболочки могут быть разрушены с помощью электростатического или электромагнитного поля промышленной частоты (ПЧ). Способ разрушения бронирующих межфазных оболочек с использованием высокочастотных (ВЧ) или сверхвысокочастотных (СВЧ) электромагнитных полей в настоящее время находится лишь в стадии лабораторных испытаний и требует сложного оборудования [35]. При дальнейшем совершенствовании методов воздействия на этой стадии основное внимание должно быть уделено созданию новых высокоэффективных реагентов-деэмульгаторов и разработке рациональной технологии их применения (научно обоснованные методы подбора, точка ввода, режимы и время перемешивания с эмульсией и т. д.).

Наибольшее число интенсифицирующих факторов применяют на II стадии укрупнения капель. На этой стадии важнейшим и наиболее перспективным является применение электрических полей [36]. Этому направлению в последнее время уделяется большое внимание, создаются высокоэффективные работоспособные конструкции электродегидраторов (рис. 3.6).

Использование гидродинамических эффектов, несмотря на относительно малую интенсивность процесса, находит достаточно широкое распространение вследствие своей простоты и технологичности [19].

Также широкое распространение получил метод промывки эмульсии в слое воды, успешность которого во многом определяется равномерностью распределения струек жидкости перфорированными маточниками и процессами коалесценции в промежуточном и кипящем слоях эмульсии. Имеется положительный опыт применения флокулянтов (полиэлектролитных композиций), коалесцирующих насадок, импульсных (акустических) воздействий для укрупнения капель эмульсии. Использование магнитных полей сдерживается сложностью оборудования (импульсные сверхсильные магниты) или необходимостью регенерации вводимых ферромагнитных частиц.



*Рис. 3.2. Схема горизонтального дегидрататора:
 1 – электроды; 2 – изоляторы; 3 – клапан вывода чистой нефти; 4 – корпус
 деэмульгатора; 5 – устройство для ввода эмульсии*

При разделении фаз (III стадия) процесс отстаивания – основной процесс, используемый на промыслах. В последние годы созданы высокопроизводительные конструкции отстойников, позволяющие эффективно использовать весь полезный объем аппаратов и учитывать физико-химические свойства эмульсионных систем.

Применение совершенных высокопроизводительных центрифуг представляется перспективным для обработки ловушечных эмульсий, содержащих значительное количество механических примесей.

Флотация, пенная деэмульсация описаны, в основном, теоретически. Для их практического применения необходимо преодолеть большие технические трудности.

Электростатическое поле для разделения фаз эмульсии может быть применено лишь для систем с высоким удельным электросопротивлением дисперсионной среды, поскольку метод основан на зарядке капель воды и выводе их под действием кулоновской силы из очищаемой жидкости [36, 37]. В реальных нефтях, вследствие их относительно высокой электропроводности, происходит очень быстрое стекание свободных зарядов с капель и кулоновская сила в электрическом поле на них не действует.

Рассмотренный подход к классификации методов воздействия на водонефтяные эмульсии по стадиям процесса деэмульсации позволяет выделить главные факторы, сравнить их друг с другом, оценить перспективность и значимость. Однако при пользовании подобной схемой следует учитывать факторы, косвенно влияющие на процесс деэмульсации. Например, нагрев эмульсии способствует ускорению процессов на всех стадиях деэмульсации нефти вследствие снижения ее вязкости. Гидродинамический режим потока эмульсии, физико-химические особенности ее вносят определенную корректировку в значимость различных методов интенсификации для конкретных систем. В настоящее время наиболее распространенный в процессах промысловой подготовки нефти метод деэмульгирования – применение химических реагентов [31].

3.4. Классификация и основные принципы выбора деэмульгаторов

Серьезные осложнения при добыче, сборе и подготовке нефти вызывает обводнение продуктивных нефтяных пластов, которое способствует образованию водонефтяных эмульсий. Такое образование устойчивых эмульсий снижает показатели работы насосных установок, так как может происходить увеличение перегрузок электродвигателя или увеличение давления жидкости. Вследствие этого возникает затрудне-

ние сепарации газов и предварительного сброса воды. В связи с необходимостью ведения работ по разрушению стойких эмульсий, в системах подготовки нефти имеет место рост металло- и энергоемкости. Данная проблема может быть решена посредством использования специализированных реагентов-деэмульгаторов. На рис.3.7 приведен пример разрушения водонефтяной эмульсии по воздействию различных деэмульгаторов.

Реагенты-деэмульгаторы, используемые для разрушения нефтяных эмульсий подразделяют на две группы: *ионогенные* и *неионогенные*.

Ионогенные деэмульгаторы в водных растворах диссоциируют на ионы. В зависимости от того, какие ионы (анионы или катионы) являются поверхностно-активными, ионогенные деэмульгаторы подразделяются на *анионоактивные* и *катионоактивные* [32].

Анионоактивные вещества в водных растворах диссоциируют на отрицательно заряженные ионы, в состав которых входит углеводородная часть молекулы, и на положительно заряженные ионы металла и водорода.

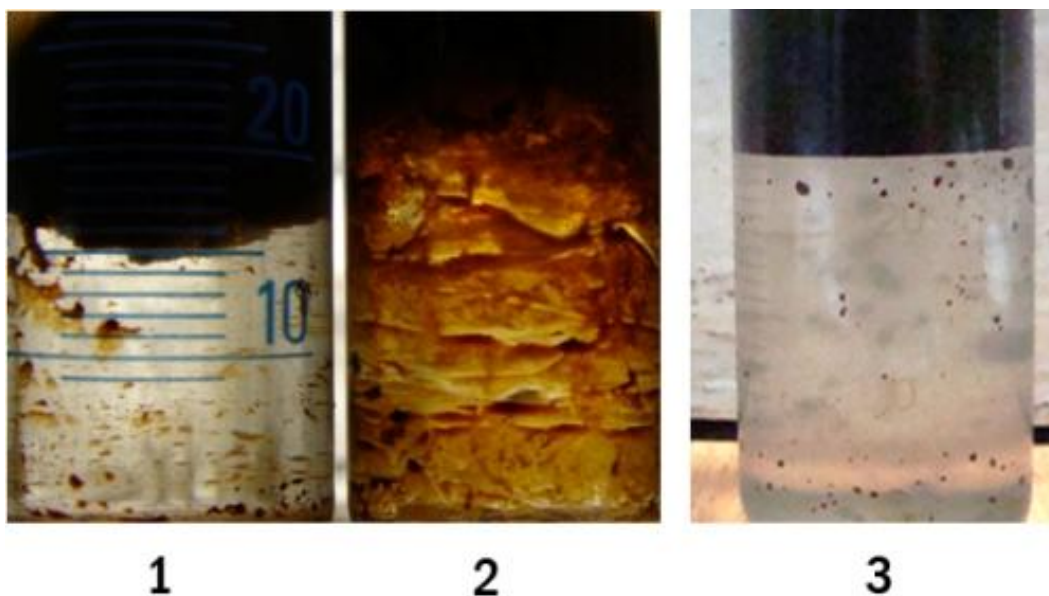


Рис.3.3. Фотография водонефтяной эмульсии через 2 часа после ввода: слева –*Separol WF 41* с концентрацией 200 мг/л (1) и 400 мг/л (2);справа– нанодеэмульгатора ТюмГУ(3)

Катионоактивные вещества в водных растворах распадаются на положительно заряженный радикал и отрицательно заряженный ион

кислоты. К ним относятся в основном азотистые основания: нечетвертичные или четвертичные.

Катионоактивные вещества как деэмульгаторы применяют весьма ограниченно.

Неионогенные вещества в водных растворах на ионы не распадаются. Их получают присоединением окиси этилена к органическим веществам с подвижным атомом водорода, т.е. содержащим карбоксильную, гидроксильную, сульфгидрильную, аминную или амидную группы.

В водных растворах неионогенные вещества образуют гидраты вследствие появления водородной связи между водородными атомами молекул воды и эфирными кислородными атомами полиэтиленгликолевой цепи.

Гидратированная молекула приобретает способность растворяться в воде и при этом в незначительной степени диссоциирует на ионы. Деэмульгирующую способность неионогенных веществ можно легко регулировать, изменяя количество молекул присоединяемой окиси этилена, т.е. длину полиоксиэтиленовой цепи. При удлинении оксиэтиленовой цепи растворимость поверхностно-активных веществ в воде увеличивается.

Гидрофильная часть неионогенных ПАВ химически инертна, что дает возможность еще более усилить деэмульгирующее действие этих веществ при использовании их в смеси с самыми различными компонентами для достижения синергического эффекта [38].

Неионогенные деэмульгаторы имеют некоторые преимущества перед ионогенными:

- незначительный удельный расход – для дипроксамина-157 и дисолвана 4411 40-50 г/т эмульсии при температуре эмульсии 60-70 °С; обводненность нефти достигается около 1 %;
- хорошо растворяясь в воде, они не реагируют с солями и кислотами, содержащимися в пластовой воде и нефти, и не дают осадков в трубах и аппаратах;
- неионогенные деэмульгаторы применяются исключительно для разрушения эмульсий типа вода в нефти (В/Н), и они не образуют при этом эмульсии типа нефть в воде (Н/В); (ионогенные деэмульгаторы могут превращать эмульсию В/Н в эмульсию Н/В, что способствует увеличению содержания нефти в канализационной воде, что крайне нежелательно);
- стоимость неионогенных ПАВ в 4-6 раз выше стоимости ионогенных деэмульгаторов - НЧК, однако при этом расход их в сотни раз меньше.

Из числа представленных зарубежными фирмами деэмульгаторов, по имеющимся данным о низкотемпературных свойствах этих продуктов, климатическим условиям применения соответствуют, например, [35, 37, 39]:

- дисолваны V 2830, 3146-2, V 3431-1, V 2673, F-10 (фирмы Хехст, Германия);
- прогалиты R 2263, R 2669, R 2268, R 1265, R 2270 (фирмы БУНА);
- сепаролы WF-41, WK-25, WF-34, WF-42 (фирмы БАСФ);
- деэмульгаторы R-11, M-240, F-929 (фирмы ТОХО);
- десеканафт 20 (фирмы СЕСА), доуфаксы DF-70N14D, DF-131D, DF-115D, DF-50C15D (фирмы "ДАУ Кемикэл") [40, 41].

Из числа отечественных деэмульгаторов [40-42]:

- маслорастворимый деэмульгатор – дипроксамин 157;
- водорастворимые деэмульгаторы – проксанол 186.

В табл. 3.1 приведены физико-химические характеристики некоторых деэмульгаторов.

Выбор наиболее эффективного деэмульгатора и оценка его пригодности при промысловой подготовке нефти производятся на основании лабораторных и опытно-промышленных исследований.

Деэмульгатор должен быть однородной жидкостью без взвешенных и оседающих частиц. Температура застывания должна соответствовать климатическим условиям нефтяного региона, характеризуемым абсолютными минимальными температурами воздуха.

Для удовлетворительной работы насосов типа НД (дозировочных) в условиях их эксплуатации вязкость дозируемого реагента должна быть не выше указанной в паспортных характеристиках насосов.

Деэмульгатор не должен вызывать коррозию труб и оборудования.

В условиях обработки высокообводненных нефтей необходимо учитывать не только технологию дозирования реагента в поток сырой нефти, но и его природу.

Таким образом, при выборе типа деэмульгатора необходимо учитывать его свойства, характеризующие сродство активного начала к полярной фазе, т.е. степень гидрофильности и гидрофобности молекул. Следует отдавать предпочтение нефтерастворимым деэмульгаторам. По этому принципу наиболее предпочтительными являются: сепарол WF-41, дисолван 2830, виско К-23-Е и т.д. Реагенты же типа R-11 обладают повышенным сродством к воде, т.е. сильнее вымываются при деэмульсации водой.

Реагент должен обеспечивать требуемое качество не только подготовленной нефти по содержанию воды, но и отделяемой воды по содержанию в ней нефти и твердых примесей.

Деэмульгатор не должен ухудшать качество товарной нефти, в частности, недопустимо присутствие в товарной форме реагентов хлорорганических соединений и других вредных веществ, отрицательно влияющих на дальнейшую переработку нефти.

Таблица 3.1.

Наименование, марка	Химический состав	Внешний вид	Плотность, кг/м ³ (20 °С)	Температура застывания	Растворимость	Фирма изготовитель
СНПХ 4880 (4114,4315,...,4480,...) (высоковязкие, смолистые и парафинистые нефти)	Композиция из неионогенных ПАВ в смеси ароматических и спиртовых растворителей. Не содержит в своем составе хлорорганических соединений.	От светлого до темно-желтого	890 – 960	Минус 45 – минус 50	Водонефтерастворимый	ОАО «НИИНефте-промхим», Татарстан
Проксанол (проксамин)	Блоксополимеры окисей этиленоксида и пропиленоксида	Жидкости, пасты, воскообразные вещества	984	Минус 44	Водорастворимый	«Казаньоргсинтез», Татарстан
Дипроксамин	Состав модифицированных продуктов блоксополимеров	Жидкость желтого или светло-коричневого цвета	960	Минус 38	Водорастворимый	«Казаньоргсинтез», Татарстан
Сондем (тяжелые, высоко-вязкие нефти)			900 – 990	Минус 50	Водонефтерастворимый	«Опытный завод Нефтехим», Уфа
Диссолван 3408	Смесь неионогенных ПАВ в растворе смеси метанола и высококипящих углеводородов	Жидкость янтарного или желто – коричневого цвета	920 – 960	Минус 50	Водорастворимый	Фирма Hoechst, Германия
Диссолван 4411	ПАВ полиоксиленовых продуктов	Жидкость желтого цвета	1050	Минус 50	Водонефтерастворимый	Фирма Hoechst, Германия
Сепарол WF-41	Соединение на базе неионогенных ПАВ, высокомолекулярных производных окисей аксиленов (блоксополимер)	Прозрачная жидкость от светло-желтого до темно-коричневого цвета	930	Минус 50	Нефтерастворимый	Фирма Basf, Германия
Сепарол WF-25	Модификация продуктов блоксополимеров	Прозрачная жидкость от светло-желтого до темно-коричневого цвета	1000	Минус 50	Водонефтерастворимый	Фирма Basf, Германия
Кемеликс 3417	Смесь алкоксилированных фенольных смол и полимерных алкоксилатов в ароматическом растворителе	Прозрачная жидкость от светло-желтого до темно-коричневого цвета	895	Минус 45	Водонефтерастворимый	Фирма ICI Kemelix, Великобритания

3.5. Моделирование процесса каплеобразования

При первичной подготовке нефти одним из основных этапов является процесс обезвоживания, включающий стадии каплеобразования и отстаивания.

В каплеобразователе происходит разрушение бронирующих оболочек с использованием химических реагентов и увеличение размеров капель воды, взвешенных в водонефтяной эмульсии.

При разработке математического описания процесса каплеобразования процесс разрушения водонефтяной эмульсии условно можно представить двумя этапами: массообмена и коалесценции. На первом этапе завершаются массообменные процессы и разрушение бронирующих оболочек, на втором происходит укрупнение капель до заданных размеров с последующим расслоением потоков.

3.5.1. Трубная деэмульсация и расчет среднего диаметра капли в эмульсии

При расчете процесса отстаивания ключевым параметром, влияющим на эффективность протекания данного процесса, является средний размер капель в эмульсии. Согласно закону Стокса увеличение исходного диаметра в два раза позволит повысить производительность установки в четыре раза. Предварительное укрупнение капель эмульсии перед вводом ее в отстойник позволяет значительно сократить количество отстойников нефти и, следовательно, будет иметь значительный экономический эффект.

Для этой цели на промыслах применяют деэмульсаторы, промышленные трубопроводы–каплеобразователи [32] или емкостные каплеобразователи. Данная технология разработана в конце 60-х годов прошлого столетия. Основной целью данной технологии является разрушение бронирующих оболочек на каплях воды, что приводит к снижению устойчивости системы и, как следствие, укрупнению капель эмульсии. Необходимого эффекта нужно было достигнуть при минимальных экономических затратах. Для достижения этой цели авторы технологии предложили использовать специальные или промышленные нефтепроводы. Создавая в трубопроводах интенсивный турбулентный режим течения и применяя различные реагенты–деэмульсаторы достигалось механическое и химическое разрушение стабилизирующего слоя капли. После разрушения бронирующих оболочек необходимо произвести укрупнения капель эмульсии. С этой целью в трубопроводе снижают интенсивность турбулентности потока.

С технологической точки зрения каплеобразователь представляет собой трубопровод, состоящий из двух частей: первая часть массообменная, где обеспечивается равномерное распределение реагента по объему дисперсной фазы и механическое разрушение стабилизирующего слоя, и вторая – коалесцирующая, в ней происходят основные процессы укрупнения капель эмульсии. По данным, представленным в работе [12], для достижения необходимого эффекта в первой секции поддерживаются высокие числа Re порядка 14000...84000 и скорость движения эмульсии составляет 1...3 м/с, время пребывания эмульсии в данной секции составляет 0,08...0,75 мин. Для коалесцирующей секции: $Re=5200...44700$, скорость потока – 0,2...0,82 м/с, и время пребывания от 1 ... 10 мин.

Таким образом, процессы массообмена и разрушение бронирующей оболочки протекают значительно быстрее, чем процессы коалесценции, поэтому на промыслах часто можно отказаться от двухсекционного каплеобразователя (состоящего из двух труб разного диаметра) и применять односекционный, так как он проще по конструкции и дешевле в эксплуатации.

На промыслах могут применять и объемные каплеобразователи, но их применение ограничено дороговизной и сложностью в эксплуатации. При этом они значительно меньше по размерам по сравнению с трубными каплеобразователями.

Расчет размеров средних диаметров капель устойчивых в трубопроводе является сложной задачей, в связи с многофакторностью процесса. Так, наличие в эмульсии определенных стабилизаторов эмульсии, а также их свойства и количество определяют условия разрушения и формирования капель. Аналитически учесть влияние стабилизаторов эмульсии без привлечения экспериментальных данных практически невозможно, поэтому большинство предлагаемых формул для расчета среднего диаметра капель носит эмпирический или полуэмпирический характер.

Так, например, Троновым [13] была предложена методика процесса каплеобразования при разрушении водонефтяной эмульсии, в которой предполагается рассчитать максимальный диаметр капель, образующийся в данных условиях, по следующей формуле:

$$d_{\max} = 43.3 \frac{\sigma^{1.5} + 0.7\mu_B \cdot u^{0.7} \cdot \sigma^{0.8}}{u^{2.4} \cdot Re^{0.1} \cdot \nu_{CM}^{0.1} \cdot \rho_H \cdot \mu_H^{0.5}}, \quad (3.9)$$

где $d_{\max}$ – максимальный диаметр устойчивых капель, м;

σ – поверхностное натяжение, Н·м;

μ_B, μ_H – динамическая вязкость воды и нефти соответственно, Па·с;

u – линейная скорость потока, м/с;
 $\nu_{\text{см}}$ – кинематическая вязкость смеси, м²/с;
 $\rho_{\text{н}}$ – плотность нефти, кг/м³;
 Re – критерий Рейнольдса.

Методика Медведева [32] характерна тем, что расчет диаметра капель осуществляется для водонефтяной эмульсии с учетом газосодержания.

По предлагаемой методике конечный средний диаметр, до которого возможно укрупнение капель в турбулентном потоке неустойчивой эмульсии в коалесцирующей секции, определяется по формуле:

$$d = \frac{1,4\sigma^{0,6}D^{0,4}}{\left[\frac{W}{1-0,863WM^{0,15}} \right]^{0,4} \rho_c^{0,6} u^{1,2}}, \quad (3.10)$$

где W – объемная доля дисперсной фазы;

ρ_c – плотность сплошной среды, кг/м³;

D – диаметр трубопровода, м;

M – безразмерный комплекс: $M = \frac{\mu_c^5 u^3}{D \rho_c \sigma^4}$.

Слейчером [43] было получено выражение для определения диаметра образующейся капли при турбулентном течении неустойчивых эмульсий в трубах:

$$d = \frac{c \cdot \sigma^{1,5} \cdot \left[1 + 0,7 \cdot \left(\frac{\mu_d u}{\sigma} \right)^{0,7} \right]}{\mu_c \cdot \rho_c \cdot u^{2,5}}, \quad (3.11)$$

где $c=43$ – эмпирический коэффициент; μ_d – вязкость дисперсной фазы, Па·с.

Левичем В.Г. [44] было предложено следующая формула для расчета критического диаметра капли:

$$d = 2\sqrt[5]{2} \left(\frac{\sigma}{k\rho_c} \right)^{0,6} \frac{D^{0,4}}{u^{1,2}}, \quad (3.12)$$

где k – коэффициент сопротивления при обтекании капли.

Синайским [25], получено следующее выражение для расчета размера образующейся капли:

$$d = 2 \left(\frac{\sigma}{K_f \rho_c} \right)^{3/5} \left(\frac{D \rho_c}{\rho_d} \right)^{2/5} u^{-6/5}, \quad (3.13)$$

где $K_f=0,4$ – коэффициент сопротивления.

В работе [45] Гусейновым был предложен вариант расчета диаметра капель при образовании их в турбулентном потоке газа или жидко-

сти. При развитом турбулентном режиме, была получена следующая зависимость:

$$d = 0,18D \left(\frac{p_c}{p_o} \right)^{\frac{1}{7}} \left(\frac{1}{u} \sqrt{\frac{2\sigma}{p_o D}} \right)^{\frac{6}{7}}. \quad (3.14)$$

Формула, предложенная в работе [46], имеет вид:

$$d = \frac{22 \cdot \sigma}{\rho_c \cdot U^2},$$

где U – критическая скорость потока:

$$U = 2,73 \cdot \frac{D^{0,026} \sigma^{0,41} [\rho_d - \rho_c]^{0,205}}{\mu_c^{0,231} \cdot \rho_c^{0,384}}. \quad (3.15)$$

Следует отметить, что из-за сложности описания явлений, происходящих в процессе коалесценции капель, все формулы являются эмпирическими или полуэмпирическими, основанными на гидродинамических соотношениях.

3.5.2. Распределение капель по размерам в процессе укрупнения эмульсии

Процесс укрупнения эмульсии всегда можно разделить на два противоположных явления: слияние и дробление капель. Именно соотношение скоростей данных процессов будет определять равновесное распределение капель по размерам.

Описание реальных процессов укрупнения и дробления капель в сложной водонефтяной эмульсии является почти невыполнимой задачей, поэтому основные исследования процессов коалесценции и дробления капель проводят на модельных системах или с помощью численных экспериментов.

Общее уравнение поведения полидисперсной системы, на примере капель i -ого диаметра, выглядит следующим образом [47]:

$$\frac{dn_i}{dt} = j^+ - j^-, \quad (3.16)$$

где n – количество частиц i -ого диаметра;

j^+ и j^- – потоки частиц i -го диаметра соответственно приходящие и

уходящие из элемента фазового объема.

Поток j^+ образуется за счет коалесценции капель с объемами, меньшими V , и за счет дробления капель с объемами, большими V . Если через $G(V, w)$, обозначить вероятность коалесценции капель с объемами V и w при единичной их концентрации, а через $g(V/w)$ – вероятность образования капли объемом V при дроблении капли объемом w , то поток j^+ можно записать в виде:

$$j^+ = \frac{1}{2} \int_0^V G(V-w, w) n(V-w) n(w) dw + \int_V^\infty g(V/w) n(w) dw. \quad (3.17)$$

Поток j^- образуется в результате коалесценции частиц объема V со всеми остальными частицами, а также в результате дробления частиц этого объема. Для потока j^- будет справедливо равенство

$$j^- = n(V) \int_0^\infty G(V-w, w) n(w) dw + n(V) \int_0^V g(V/w) dw. \quad (3.18)$$

Решение уравнения (3.12) возможно при известном выражении констант коалесценции и дробления капель. Нахождение вида зависимости этих констант от условия системы является сложной задачей, так как количество параметров влияющих на процесс велико, и учесть эти влияния достаточно трудно. Все же некоторые выражения для частных случаев были получены для константы коалесценции. Так обобщенное уравнение для v , полученное на основании предельного случая о конвективном сближении капель значительно различающихся по размеру [47]:

$$G(V, w) = 4\pi\beta \left[\left(\frac{V}{w} \right)^{1/3} + \left(\frac{w}{V} \right)^{1/3} \right]^2, \quad (3.19)$$

где V, w – объемы коалесцирующих частиц, м^3 ;

$$\beta = \frac{A}{6\pi\mu}, \quad (3.20)$$

где A – константа Гамакера равная для системы вода – нефть 10^{19} – 10^{20} Дж;

μ – вязкость среды, Па·с.

Данное выражение не является теоретически обоснованным, но показывает характер зависимости константы коалесценции от параметров системы. Максимальное значение константы коалесценции принимает при значительной разнице в размерах между сливающимися частицами, что объясняется гравитационным захватом мелких капель более крупными. При решении уравнений без учета дробления капель получим эволюцию укрупнения капель эмульсии. Результат численного моделирования укрупнения эмульсии представлен на рис. 3.2:

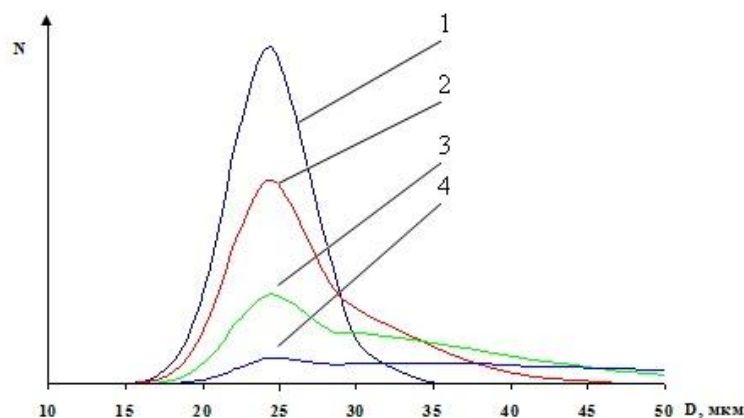


Рис. 3.4. Эволюция дисперсионной системы в различные моменты времени: 1 – $t=0$ с.; 2 – $t=30$ с. 3 – $t=60$ с.; 4 – $t=90$ с.

Таким образом, при моделировании процессов коалесценции в эмульсии, исходная эмульсия укрупняется и становится все более полидисперсной, и распределение капель по размерам является смещенным в сторону мелких капель. Аналогичные результаты моделирования укрупнения монодисперсной эмульсии без учета дробления капель приведены ниже [32]:

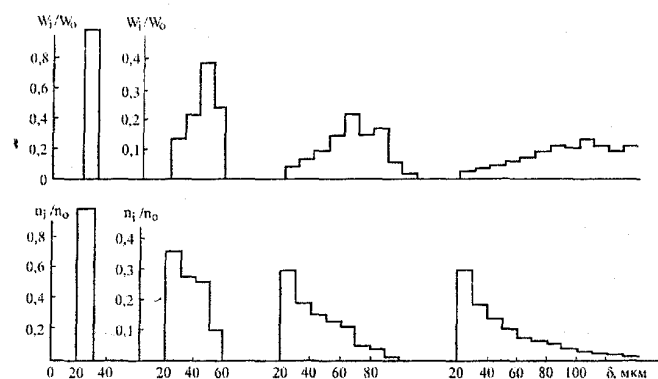
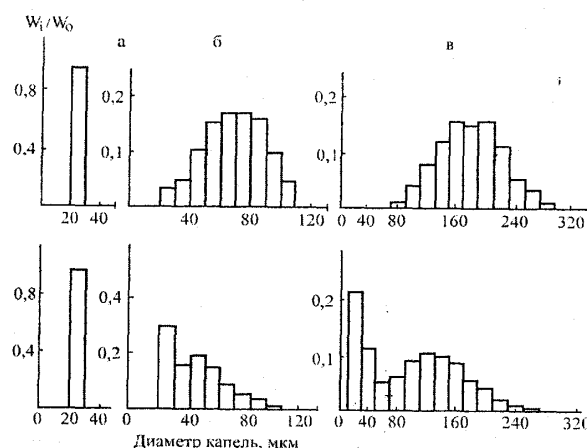


Рис.3.5. Эволюция монодисперсной системы в процессе коалесценции капель

При описании динамики процессов укрупнения капель в трубопроводе необходимо учитывать процессы дробления капель, так как без них средний размер капель в эмульсии будет расти бесконечно. Ниже приведены результаты исследования на модели с учетом дробления капель.



а – $t = 0$ с.; б – $t = 22,3$ с.; в – $t = 130$ с.

Рис. 3.6. Эволюция монодисперсной системы в процесс укрупнения эмульсии с учетом дробления капель

Показано, что учет дробления капель приводит к изменению распределения капель по размерам при эволюции системы. Система в начале процесса ведет себя аналогично системе без учета коалесценции капель. Затем после появления капель значительного большего диаметра, чем равновесный, в системе начинает преобладать процесс дробления капель. Происходит увеличение количество капель близких по размеру к равновесному диаметру и, таким образом, формируется новое распределение капель по размерам возле равновесного диаметра.

Сравнение различных моделей процесса укрупнения эмульсии представлено на рисунке 3.5.

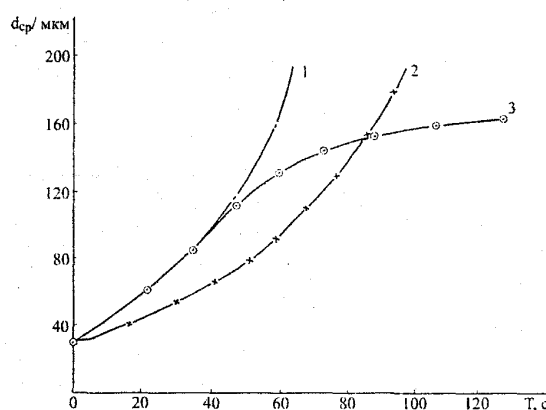


Рис. 3.7. Зависимость средневзвешенного диаметра от времени укрупнения: 1, 2 – полидисперсная и монодисперсная модель, 3 – полидисперсная модель с учетом укрупнения капель

Следует отметить, что в начале процесса укрупнения, когда средний диаметр капли в эмульсии далек от равновесного, процесс дробле-

ния капель не оказывает значительного влияния на процесс укрупнения. При приближении среднего диаметра капли к равновесному происходит усиление процессов дробления капель, что приводит к снижению скорости укрупнения эмульсии и эмульсия «стабилизируется» при данных условиях.

Вид распределения капель по размерам зависит от множества факторов, таких как начальное распределение капель в эмульсии, наличие стабилизаторов системы, температуры процесса, гидродинамики, времени пребывания эмульсии (полнота протекания процесса укрупнения). В большинстве случаев процесс укрупнения капель протекает не полностью, так как он происходит в основном при транспортировании эмульсии при низких температурах, что снижает вероятность слияния капель. Поэтому распределение капель по размеру в большинстве случаев будет сдвинуто в сторону мелких капель.

Вопросы для самопроверки

1. На какие типы принято делить эмульсии?
2. Что является важной характеристикой эмульсии?
3. Что такое кинетическая и агрегативная устойчивость?
4. Чем отличается процесс коалесценции от флокуляции?
5. Что относится к основным факторам, определяющим устойчивость эмульсии?
6. Какие существуют способы разрушения эмульсий и в чем они заключаются?
7. Что такое деэмульгатор?
8. В чем заключается механизм действия деэмульгаторов?
9. Какие типы каплеобразователей используются при подготовке нефти?
10. Чем отличаются трубчатые каплеобразователи от объемных?
11. К чему может привести изменение режима движения потока?
12. От чего зависят максимальные размеры устойчивых капель?
13. Какое выражение используют для описания максимальных размеров устойчивых капель эмульсии?
14. Выполнение какого условия необходимо для устойчивого витания капель?
15. Что такое неустойчивая эмульсия?
16. Как выбирается место ввода и количество деэмульгатора?
17. Какие вещества являются стабилизаторами нефтяной эмульсии?
18. От чего зависит эффективность действия деэмульгатора?

4. ПОДГОТОВКА НЕФТИ К ТРАНСПОРТУ

4.1. Процесс отстаивания

При сборе и подготовке нефти на промыслах приходится иметь дело с самыми разнообразными смесями, образующими суспензии, эмульсии, туман, дым (пыль). При достаточном различии плотностей дисперсной и дисперсионной фаз, наиболее простым методом их разделения является отстаивание. Требования ГОСТ к качеству нефти таковы:

- содержание влаги $< 0,5 \%$ (ГОСТ 2477);
- содержание солей < 100 мг/л (ГОСТ 1534).

Отстаивание водонефтяной эмульсии – технологическая операция, используемая для разделения фаз, т.е. осаждения воды в водонефтяной эмульсии. Эта операция является основным этапом процесса разрушения нефтяных эмульсий (ей предшествуют процессы обработки эмульсии деэмульгатором и подготовки ее к разделению).

Характер осаждения воды в эмульсии резко отличается от характера осаждения одиночной частицы. Параметры среды, в которой осаждаются частицы воды, постоянно меняются, в частности, ее плотность уменьшается из-за снижения содержания воды к уровню раздела фаз [48, 49]. Кроме того, по мере приближения диспергированных частиц к уровню раздела фаз их число возрастает, промежутки между частицами становятся все меньше. Обезвоживаемая нефть, поднимаясь вверх, начинает притормаживать или даже увлекать частицы воды с собой. При этом частицы воды вышележащих слоев водонефтяной эмульсии, имея большую скорость осаждения, начинают настигать нижележащие частицы. Скорость осаждения частиц воды постепенно снижается и становится равной скорости осаждения более мелких ее фракций и даже равной скорости осаждения присутствующих в нефти микрочастиц.

В результате на соответствующем уровне (высоте) водонефтяной эмульсии наступает момент «уплотнения» частиц воды, что связано с началом образования так называемого «слоеного пирога», то есть слоистого расположения воды в обезвоживаемой нефти, которая с течением времени проваливается из пленок «ловушечной нефти» в сплошную водную фазу.

На образование «слоистого пирога», в основном, влияют микрочастицы (механические примеси), состоящие из сульфидов железа, продуктов коррозии, глины, и т.д. плотность которых больше плотности нефти. Эти частицы осаждаются по тем же закономерностям, что и мелкодиспергированные частицы воды. Имея микронные размеры, они группируются за счет сил поверхностного сцепления друг с другом и

образуют массу большей плотности, чем плотность нефти, но меньшей, чем плотность воды. Поэтому механические примеси располагаются и уплотняются на границе раздела фаз. Если силы поверхностного сцепления между частицами механических примесей и число их достигло достаточно высоких значений, то они образуют сплошные пленки, которые осаждаемая вода в состоянии разорвать только при некотором накоплении (положительный эффект на разрушение этих пленок оказывает введенный ранее деэмульгатор). После разрыва пленки накопившаяся вода проваливается в водную фазу.

На рис.4.1. представлена схема отстаивания нефти от воды в горизонтальном отстойнике.

Водонефтяная эмульсия подается в раздаточный коллектор (маточник) для более равномерного выхода струй жидкости по всему сечению аппарата. Затем проходит через определенной высоты водяную подушку (происходит частичное улавливание капель воды) и скапливается на поверхности воды.

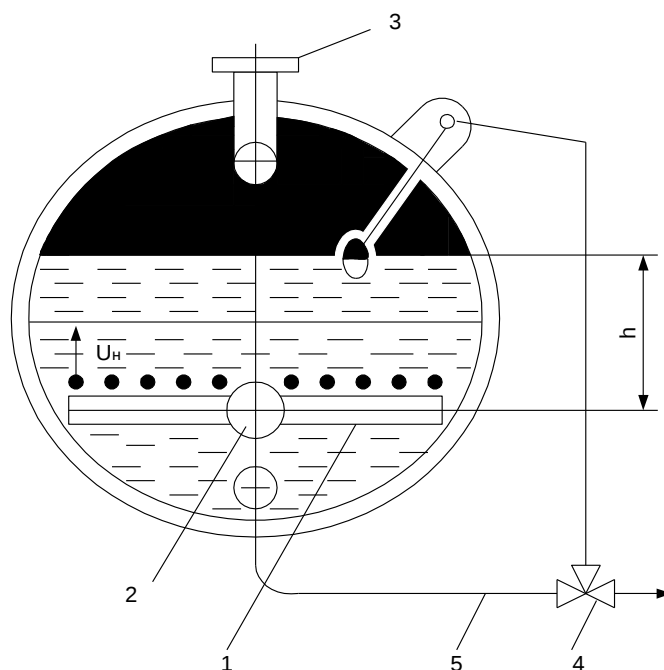


Рис. 4.1 – Схема отстаивания нефти от воды в цилиндрическом горизонтальном отстойнике: 1-раздаточный коллектор (маточник); 2- ввод смеси нефти с водой; 3- отвод обезвоженной нефти; 4- исполнительный механизм сброса воды; 5- линия сброса воды; h – дисперсионная среда (вода)

В процессе отстаивания по выше описанному механизму происходит расслаивание нефти и воды. Отвод обезвоженной нефти осуществляется сверху аппарата, сброс воды происходит снизу с помощью специальных механизмов.

4.2. Конструкции отстойных аппаратов

Для термохимического разделения эмульсий используют большое количество различных конструкций отстойных аппаратов, которые отличаются друг от друга геометрией емкостей, где производится отстаивание, конструкциями вводных и выводных устройств, встроенными насадками, а также некоторыми особенностями организации гидродинамического режима внутри отстойника. По геометрии емкостей отстойники делятся [25] на *вертикальные, шаровые и горизонтальные* (рис. 4.1).

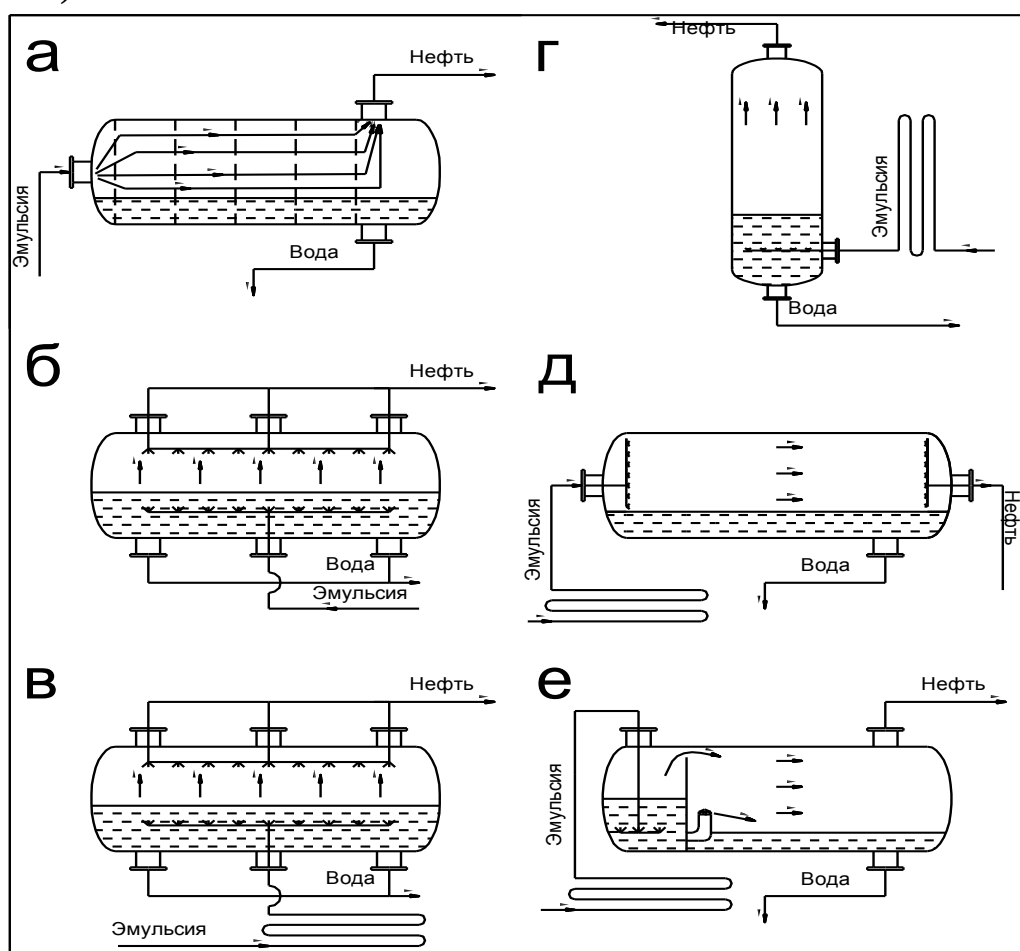
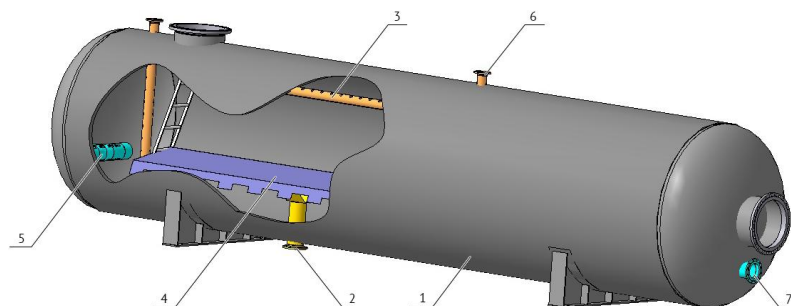


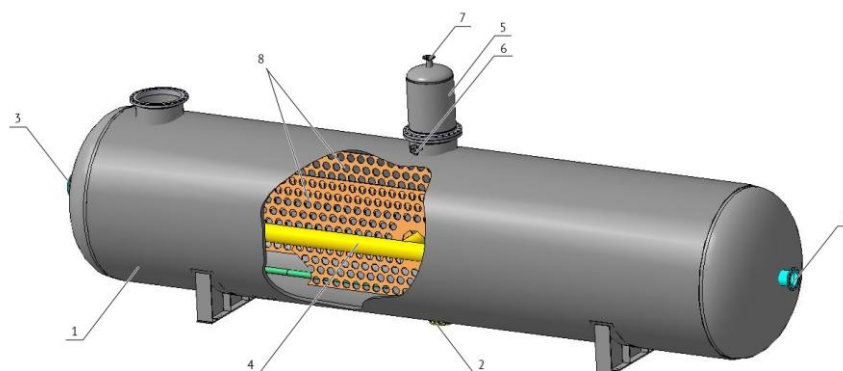
Рис. 4.2. Принципиальные схемы отстойных аппаратов различного типа:

а – с перфорированной решеткой; б – с нижним распределенным вводом эмульсии под слой дренажной воды и верхним распределенным отводом нефти; в – с секционным каплеобразователем, нижним распределенным вводом эмульсии и верхним распределенным отводом нефти; г – вертикальный с секционным каплеобразователем и нижним распределенным вводом эмульсии под слой дренажной воды; д – с торцевыми распределительными устройствами для ввода эмульсии и отвода нефти; е – с переливной перегородкой и промывкой нефти в слое дренажной воды

Горизонтальные отстойники (рис. 4.2) считаются наиболее перспективными [50], их производят на основе цилиндрических емкостей различных объемов (50, 80, 100, 160, 200 м³). Наиболее распространены двухсоткубовые емкости с отношением длины к диаметру равным примерно шести. Данная конфигурация позволяет увеличить поверхность осаждения капель воды и уменьшить нагрузку на опоры аппарата, что снижает капитальные затраты на строительство и ремонт.



1 – корпус, 2 – ввод нефтяной эмульсии, 3 – устройство сбора нефти и отделившегося газа, 4 – система гидростатического распределения и коалесценции, 5 – устройство сбора воды, 6 – вывод нефти и отделившегося газа, 7 – вывод воды



1 – корпус, 2 – ввод нефтяной эмульсии, 3 – Вывод пластовой воды после очистки со встроенным устройством сбора воды, 4 – Устройство распределения пластовой воды в отстойнике, 5 – колпак для сбора газа и уловленной нефти, 6 – вывод уловленной нефти, 7 – вывод газа, 8 – блок коалесцирующих насадок

Рис. 4.3. Горизонтальный отстойник

В зависимости от расположения вводного и выводного распределительных устройств в отстойниках устанавливается некоторое преобладающее направление тока жидкости, по которому их делят на аппараты с горизонтальным и вертикальным током сырья.

В современных отстойниках, независимо от устройства ввода и вывода эмульсии (которые часто называют маточниками), стараются обеспечить ее равномерное распределение по сечению аппарата. Основные из них: ввод или вывод распределены по сечению аппарата и ввод или вывод локализованы в небольшом объеме.

В большей части промышленных аппаратов конструктивные модификации выводных устройств мало отличаются от выводных устройств, изображенных на рис. 4.3. Для обеспечения равномерного отбора жидкости по сечению аппарата отверстия в отборном распределительном устройстве рекомендуется располагать на верхней стороне труб.

Распределители для ввода эмульсии в аппараты, в отличие от отборных устройств могут сильно различаться, хотя, и построены на основе устройства, представленного на рис. 4.3. В основном это обусловлено существенной зависимостью их конструкции от подачи эмульсии под слой дренажной воды либо в нефтяную фазу.

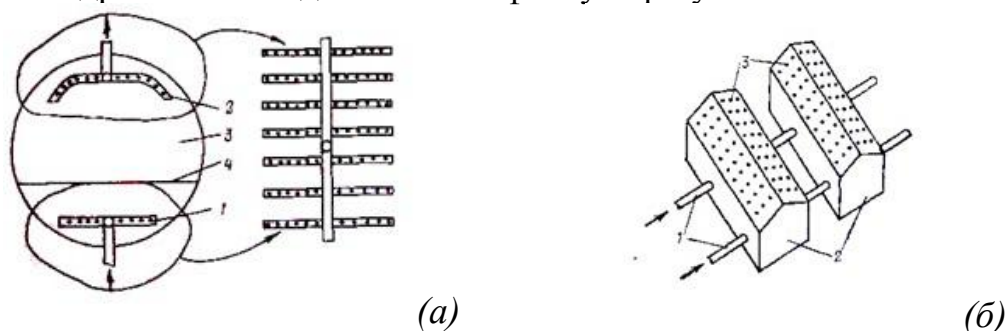


Рис. 4.4. Принципиальная схема конструктивного решения ввода и вывода нефти, распределенных по сечению отстойника:

а) 1 – вводное распределительное устройство; 2 – выводное распределительное устройство; 3 – зона отстоя; 4 – граница раздела фаз; б) 1 – распределительные трубы для подачи сырья; 2 – распределительные короба; 3 – перфорация

Если распределительное устройство располагается под слоем дренажной воды, нефть, содержащая воду в капельном состоянии, выходит струями из отверстий распределительного устройства в окружающую воду. В результате различных возмущений струя дробится на капли, которые свободно всплывают к поверхности раздела фаз и, коалесцируя на ней, объединяются со сплошной фазой. Для ускорения разрушения струи отверстия в маточниках иногда делают в нижней или боковой их части.

Конструкция трубчатого распределителя, очевидно, может обеспе-

читать хорошее распределение сырья только вдоль труб. Для более равномерного распределения сырья по сечению аппарата надо трубчатые элементы устанавливать чаще, что не всегда удобно. Этот недостаток устраняется в конструкции распределителя, представленной на рис. 4.3. Новым элементом здесь являются открытые снизу короба с отверстиями на «крыше», устанавливаемые на некотором расстоянии друг от друга на две основные распределительные трубы. Отверстия в распределительных трубах располагаются прямо под коробами. Нефть вытекает в короба, вытесняет часть воды и, растекаясь по длине короба, образует сплошной слой. За счет разности плотностей нефть самотеком проходит через отверстия в «крыше», образует капли и всплывает наверх. В этой конструкции реализуется как бы двойное последовательное распределение нефти по сечению аппарата: вдоль аппарата – по перфорированным трубам, в коробах – по его ширине. Эта основная конструкция может иметь различные модификации.

Если сырую нефть вводить непосредственно в нефтяную фазу, то выходя из отверстий распределительного устройства, она образует затопленные струи, протяженность которых зависит от начальной скорости истечения, диаметра отверстий и вязкости нефти. Эти струи в области распределительного устройства могут создавать зону турбулентного перемешивания, которая в отдельных случаях нежелательна. Для сокращения длины струй применяют различного типа отбойники. Одна из конструкций отбойника показана на рис. 4.4.

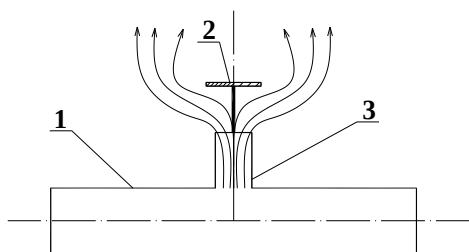


Рис. 4.5. Отбойник для гашения затопленной струи и увеличения ее сечения: 1 – сырьевая труба, 2 – отбойник, 3 – насадка

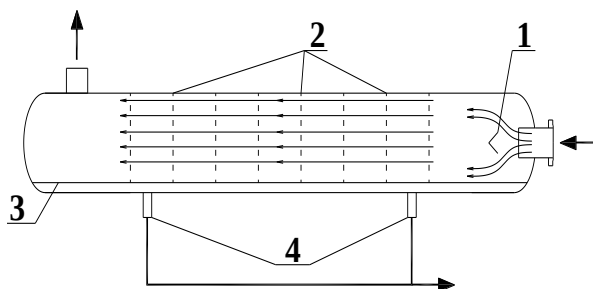


Рис. 4.6. Отстойник с торцевым вводом сырья и гидравлическими успокоителями: 1 – отбойный козырек, 2 – перфорированные перегородки, 3 – граница раздела фаз, 4 – дренаж

Если распределительное устройство монтируется в непосредственной близости от стенки аппарата, то отверстия в таком устройстве делают со стороны стенки, которая в этом случае выполняет роль отбойника.

Помимо устройств, обеспечивающих равномерное распределение сырья по объему, иногда применяют устройства, создающие сильно турбулентную зону в области ввода путем подачи сырья через щелевые распределительные головки, а также через торцевые вводы, оборудованные отбойными козырьками (рис. 4.5). В последнем случае, для лучшего распределения эмульсии по сечению аппарата, поперек потока устанавливают перфорированные перегородки.

4.3. Сравнение горизонтальных отстойников с вертикальным и горизонтальным потоком эмульсии

В настоящее время на нефтяных промыслах широко распространены горизонтальные отстойники с вертикальным потоком эмульсии и подачей эмульсии под слой воды, которые пришли на смену отстойников с горизонтальным током эмульсии. Авторы данной конструкции отстойников предполагали, что подача эмульсии под слой воды обеспечит быстрое отделение свободной воды (т.е. поток воды, образующийся при расслоении эмульсии при движении трубопровода) и улучшит выделение эмульгированной воды в процессе подъема капель эмульсии в слое воды (эффект «промывки»). Дальнейшее прохождение эмульсии через промежуточный слой эмульсии приведет к интенсивной очистке нефти от капель воды за счет процессов коалесценции капель. То есть промежуточный слой в отстойнике исполняет роль фильтра.

Результаты экспериментальных исследований эффекта промывки в лабораторных условиях показали [48], что лишь незначительная часть эмульгированной воды переходит в сплошную фазу, причем изменение высоты слоя воды не влияли на результат опыта. На основании анализа экспериментальных данных можно предположить, что при подъеме эмульсии в слое промывочной воды коалесценции капель эмульгированной воды со сплошной средой практически не происходит. Следовательно, слой воды лишь занимает полезный объем отстойника, не участвуя в процессе отделения воды.

Влияние промежуточного слоя на процесс отделения воды зависит от скорости коалесценции капель, которая определяется физико-химическими свойствами нефти, концентрацией дисперсной фазы в слое, наличием механических загрязнений, размерами исходной капли воды и капли в слое, наличием деэмульгатора.

Влияние концентрации дисперсной фазы в промежуточном слое. По своей сути промежуточный слой является кипящим, что должно обеспечить идеальные условия для коалесценции капель воды с гидродинамической точки зрения. Также существенная концентрация дис-

персной фазы (35–60 об.%) должна обеспечить высокую скорость коалесценции без учета дробления капель.

Влияние размеров капель. Существенное различие между диаметрами капель в исходной эмульсии и промежуточном слое должно увеличивать константу коалесценции и, соответственно, скорость коалесценции. При этом диаметр капель не может быть слишком малым, так как при этом механизм сближения капель переходит из конвективного в диффузионный, следовательно, при этом капли будут огибать крупные капли, не сталкиваясь с ними.

Влияние физико-химических свойств системы. В целом физико-химические условия влияют на значение константы коалесценции. В частности на ее значение оказывает влияние вязкость сплошной среды. Также физико-химические свойства среды определяют средний диаметр капель в исходной эмульсии и в промежуточном слое, который в дальнейшем, оказывает влияние на скорость осаждения капель эмульсии и константы коалесценции и дробления.

Влияние высоты промежуточного слоя. Влияние высоты слоя на степень отчистки аналогично влиянию толщины фильтра. Чем больше высота промежуточного слоя, тем вероятнее коалесценция капли при прохождении через него, и, следовательно, степень отчистки возрастает с увеличением высоты слоя.

Влияние механических загрязнений. Механические загрязнения могут как увеличивать эффективность промежуточного слоя, так и уменьшать. Если механические загрязнения способствует разрыву промежуточного слоя между каплями и образованию соединительных мостиков, то вероятность коалесценции увеличивается. В другом случае механические примеси могут увеличить прочность и толщину защитной оболочки, что приводит к снижению вероятности слияния капель воды. Так, присутствие в воде солей железа приводит к образованию защитной оболочки капли из гидроксида железа, что приводит к постепенному увеличению промежуточного слоя, и поэтому возникает необходимость в периодическом сливе промежуточного слоя из отстойника.

В целом, промежуточный слой является сложной динамической системой, изучение которой является достаточно сложной задачей с множеством взаимовлияющих параметров. Данный способ отстаивания воды может быть достаточно эффективным при условии качественной предварительной подготовки эмульсии, иначе применение данного метода может повлечь различные проблемы при эксплуатации данного оборудования. Комплекс подготовки эмульсии должен включать в себя все меры для увеличения вероятности коалесценции капель воды в промежуточном слое, а именно [51, 52]:

- разрушение бронирующих оболочек (удаление (растворение) механических загрязнений с поверхности капель) и снижение поверхностного натяжения на границе раздела фаз;

- укрупнение эмульсии перед вводом в промежуточный слой, так как крупный размер капель обеспечит большее время пребывания их в промежуточном слое и увеличит степень обезвоживания нефти и сократит вероятность случайного уноса пограничного слоя при колебании расхода;

- уменьшение вязкости нефти путем повышения температуры процесса, что увеличит вероятность результативного столкновения капель.

С появлением технологии укрупнения эмульсии в каплеобразователях некоторые авторы [52-54] предлагают использовать на промыслах отстойники с горизонтальным током эмульсии, объясняя это тем, что производительность данных аппаратов выше, чем отстойников с вертикальным током эмульсии. Действительно, в отстойниках с горизонтальным током эмульсии более благоприятные условия для осаждения капель, чем в отстойниках с вертикальным током эмульсии, где происходит противодействие осаждению капель восходящим потоком нефти. При этом полезный объем аппарата выше из-за минимизации высоты водяной подушки, а его стоимость ниже из-за простоты конструкции, не требующей сложной распределительной системы.

Простота конструкции позволяет использовать в качестве отстойника трубопроводы большого диаметра (500–1000 мм), при установке в них распределительных устройств и дренажных патрубков. При этом расчетная длина данных аппаратов оказывается короче в два раза аналогичных крупногабаритных отстойников. Данных показателей удастся достичь только при эффективной подготовке эмульсии к разрушению, т.е. разрушение бронирующей оболочки капли, снижение поверхностного натяжения на границе раздела фаз, укрупнение эмульсии.

Отстойники, как с горизонтальным, так и с вертикальным током эмульсии могут эффективно эксплуатироваться на нефтяных промыслах, при условии качественной подготовки эмульсии к разделению. В литературе, к сожалению, нет сведений о сравнении данных типов отстойников при одинаковых условиях. Сравнить их при разных условиях невозможно из-за сложности и индивидуальности каждой нефти, эмульсионной системы. В основном отдают предпочтение отстойникам с горизонтальным током эмульсии из-за невысокой стоимости, простоты конструкции и эксплуатации.

4.4. Моделирование процесса отстаивания

Математическое описание процесса отстаивания основывается на законах осаждения капель воды под действием силы тяжести, с учетом скорости стесненного осаждения, а также эмпирических и полуэмпирических уравнениях, описывающих физико-химические свойства материальных потоков как функции технологических параметров процесса обезвоживания нефти [55, 56].

На оседающую (всплывающую) частицу действуют:

- *разность силы тяжести и подъемной силы Архимеда:*

$$\Delta F = \frac{\pi \cdot g}{6} \cdot d^3 \cdot \Delta \rho, \quad (4.1)$$

где $\Delta \rho$ – разность плотностей частицы и окружающей среды;

d – диаметр частицы;

g – ускорение свободного падения.

- *сила сопротивления сплошной среды:*

$$F_c = \xi_0 \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{\omega_0}{2} \cdot \rho_c, \quad (4.2)$$

где ξ_0 – коэффициент гидравлического сопротивления сплошной среды движению в ней одиночной частицы;

ω_0 – скорость движения одиночной частицы относительно сплошной среды;

ρ_c – плотность сплошной среды.

- *сила конвекционных токов в сплошной среде.*

Допустим, что температура во всех точках отстойника одинакова, тогда конвекционные токи отсутствуют. При постоянной скорости движения частицы в среде:

$$\Delta F = F_c, \quad (4.3)$$

$$\xi_0 \cdot Re_0^2 = \frac{4}{3} \cdot Ar, \quad (4.4)$$

где Re_0 – критерий Рейнольдса;

$$Re_0 = \frac{\omega_0 \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c}, \quad (4.5)$$

μ_c – динамическая вязкость сплошной среды; Ar – критерий Архимеда;

$$Ar = \frac{d^3 \cdot g}{\nu_c^2} \cdot \frac{(\rho_d - \rho_c)}{\rho_c} \quad (4.6)$$

ρ_d – плотность дисперсной фазы; ν_c – кинематическая вязкость сплошной среды.

Сила, движущая шарообразную частицу диаметром d , выражается разностью между ее весом и выталкивающей архимедовой силой:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot g}{\nu_c^2} \cdot \frac{(\rho_d - \rho_c)}{\rho_c} \quad (4.6)$$

$$\frac{\pi d^3 g}{6} (\rho_q - \rho) \quad (4.7)$$

где ρ_q – плотность частицы воды;

ρ – плотность среды (нефтепродукта).

Скорость осаждения можно найти из условия равенства силы, движущей частицу, и силы сопротивления среды:

$$\frac{\pi d^3 g}{6} (\rho_q - \rho) = 3\pi d \mu \omega_{oc} \quad (4.8)$$

Откуда скорость осаждения будет выражаться через закон Стокса:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 (\rho_v - \rho_n) g}{18\mu} \quad (4.9)$$

где ω_{oc} – скорость осаждения капель;

d – диаметр капель;

ρ_v, ρ_n – плотность воды и нефти;

μ – вязкость нефти.

В условиях стесненного осаждения (всплытия) частиц, т.е. при наличии взаимодействия между частицами, имеем равенство:

$$\xi_d \cdot Re_d^2 = \frac{4}{3} Ar, \quad (4.10)$$

где ξ_d – коэффициент гидравлического сопротивления для дисперсной фазы в эмульсии;

Re_d – критерий Рейнольдса в условиях стесненного потока.

Экспериментальными исследованиями показано [56], что скорости оседания частиц в условиях свободного осаждения и стесненного потока связаны соотношением:

$$\frac{\omega_{од}}{\omega_o} = 1 - \varphi^{4,7}, \quad (4.11)$$

где $\omega_{од}$ – скорость осаждения частицы относительно сплошной среды в условиях стесненного потока;

ω_o – скорость свободного осаждения частицы;

φ – объемная доля дисперсной фазы в системе.

Допустим, распределение капель воды в нефти после заполнения отстойника равномерно. Следовательно, обводненность эмульсии в лю-

бом сечении ее одинакова и равна B . Относительная скорость стесненного осаждения частиц воды диаметром d_i равна:

$$\left(\frac{\omega_{од}}{\omega_o} \right)_i = \left[\frac{1-B}{1-B \cdot \sqrt{1-\left(\frac{d_i}{d_{max}} \right)^2}} \right]^{4,7}, \quad (4.12)$$

где d_{max} – максимальный размер частицы.

Таким образом, по уравнению (4.9) можно рассчитать спектр скоростей стесненного осаждения капель воды с учетом изменения обводненности эмульсии по высоте отстойника.

Одновременно с процессом обезвоживания происходят процессы обессоливания. Для обеспечения требуемого качества подготовки нефти по содержанию солей необходимо при высокой минерализации пластовых вод добавление пресной промывной воды.

4.5. Методики расчета остаточной обводненности нефти

Методика расчета остаточного содержания воды применима для аппаратов с горизонтальным током эмульсии. В основе данной методики лежит уравнение скорости стесненного осаждения капли [56]:

$$w_0 = \frac{p_d - p_c}{18\mu_c} \frac{d^2 g}{1-W}^{4,75}, \quad (4.13)$$

где w_0 – скорость осаждения, м/с;

p_d, p_c – плотность дисперсной и сплошной фазы, кг/м³;

μ_c – вязкость сплошной среды, Па·с;

d – диаметр капли, м;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

W – объемная доля дисперсной фазы.

Так как в результате осаждения капли разных размеров движутся с разной скоростью, то в результате каждая капля выпадает в своем поле обводненности W . Для полидисперсной эмульсии предлагается использовать следующее выражение для описания расчета стесненного осаждения каждой капли [56]:

$$w_{oc} = \frac{p_d - p_c}{18\mu_c} \frac{d^2 g}{1-W} \left(\frac{1-W}{1-W \sqrt{1-\left(\frac{d}{d_{max}} \right)^2}} \right)^{4,75}, \quad (4.14)$$

где d_{max} – максимальный диаметр капли в эмульсии.

Выражение (4.11) получено на основании обработки экспериментальных данных.

Остаточное содержание воды в нефти определяется по следующему выражению:

$$\frac{18w_o\mu_c}{d_{\max}^2(\rho_o - \rho_c)g} \cdot \frac{W_n - W_k}{W_n - \left(1 - \frac{W_k}{W_n}\right)^2} = W_k^{0.75}, \quad (4.15)$$

где W_n , W_k – начальная и конечная обводненность эмульсии;

w_o – необходимая скорость осаждения капли для ее полного удаления из эмульсии, определяемая по выражению:

$$w_o = \frac{Q D_{\text{отст}} - H_{\text{вод}}}{SL}, \quad (4.16)$$

где Q – нагрузка по эмульсии, м³/с; $D_{\text{отст}}$ – диаметр отстойника, м; $H_{\text{вод}}$ – высота водяной подушки, м; L – длина зоны осаждения, м; S – площадь поперечного сечения емкости занятой эмульсией, м²;

Иная методика расчета остаточной обводненности нефти применима для любого типа аппарата, так как для расчета используется передаточная функция данного аппарата [31, 51].

Остаточную долю воды в нефти возможно определить из выражения:

$$W_{\text{был}} = \int_0^{\infty} L(V) V n(V) dV, \quad (4.17)$$

где $L(V)$ – передаточная функция, V – объем капель, $n(V)$ – функция распределения капель по объему.

Передаточную функцию $L(V)$ можно получить для любого типа отстойника с помощью трассерной техники. Удобнее представить зависимость передаточной функции от безразмерного параметра x , представляющего собой соотношение скоростей осаждения капли объемом V и потока эмульсии:

$$x = \frac{w_o(V)}{U} \quad (4.18)$$

где $w_o(V)$ – скорость осаждения капли объемом V ; U – скорость движения эмульсии.

Пример зависимости передаточной функции L от x для отстойного аппарата представлен на рис. 4.6.

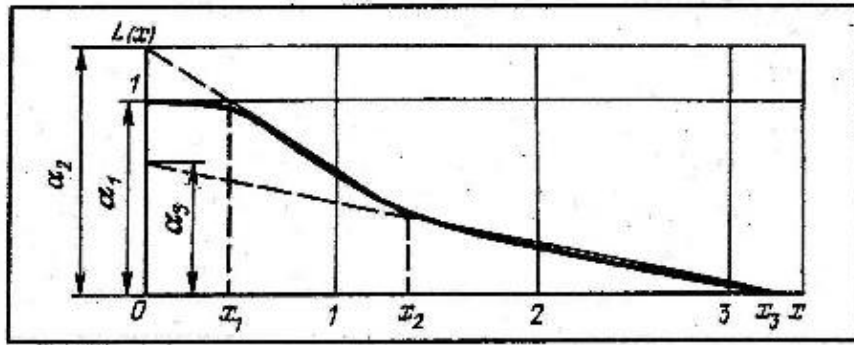


Рис. 4.7. Передаточная функция отстойника

Функцию распределения капель по размерам $n(V)$ определяют с помощью нормированной кривой седиментации эмульсии $Q^*(t) = \frac{Q(t)}{Q(\infty)}$, представленной на рис. 4.8.

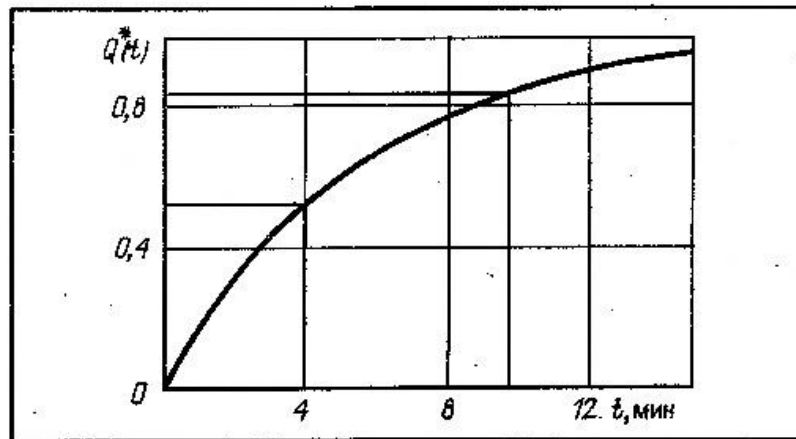


Рис. 4.8. Нормированная седиментационная кривая

Используя методику определения функции $n(V)$ и кусочно-линейную аппроксимацию передаточной функции $L(x)$ формулу (4.18) можно преобразовать к следующему виду [31, 51]:

$$W_{\text{вых}} = W_{\text{исх}} \sum \alpha_i [Q^*(t_i) - Q^*(t_{i-1})]$$

$$\alpha_i = \frac{x_i L(x_{i-1}) - x_{i-1} L(x_i)}{x_i - x_{i-1}} \quad (4.19)$$

Коэффициенты α_i — соответствует длинам отрезков оси $L(x)$, отсекаемых от нее продолжением соответствующих прямых на i -ом участке аппроксимации (рис. 4.7).

Значение t_i вычисляют по формуле:

$$t_i = \frac{H\beta}{x_i},$$

$$\beta = \frac{w_o(V)}{w_{oc}(V)U},$$
(4.20)

где H – высота слоя эмульсии, в котором происходит осаждение капель при снятии седиментационной кривой;

w_{oc} – скорость осаждения капли объемом V в условиях снятия седиментационной кривой.

Таким образом, разбив исходную передаточную функцию на линейные участки определяют значения α_i и x_i (рис. 4.6). Затем по x_i определяют значение t_i по уравнению (4.20) и по нормализованной кривой седиментации определяют значения $Q^*(t_i)$. По выражению (4.17) определяют остаточную обводненность нефти.

Вопросы для самоконтроля

1. В каких аппаратах осуществляется процесс отстаивания и как они классифицируются?
2. В чем заключается процесс отстаивания водонефтяной эмульсии?
3. С помощью каких дополнительных устройств можно повысить эффективность процесса отстаивания?
4. По каким направлениям развивается совершенствование отстойников?
5. Какие показатели процесса отстаивания можно улучшить, если проводить предварительное расслоение эмульсии?
6. Как влияет объем отстойного аппарата на процесс разделения эмульсий?
7. Какими методами проводится предварительное расслоение эмульсий?
8. Какое содержание влаги и солей допускается по ГОСТ после отстаивания?
9. Что должен включать в себя комплекс подготовки эмульсии для увеличения вероятности коалесценции капель воды в промежуточном слое?
10. Как рассчитывается скорость осаждения капель по закону Стокса?
11. Что такое скорость свободного осаждения капель, и в каких условиях она определяется?
12. С какой целью при подготовке нефти используют малогабаритные трубчатые отстойники?
13. Какие достоинства у малогабаритных трубчатых отстойников?

5. ТЕХНОЛОГИЯ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ

5.1. Технологические схемы промышленной подготовки нефти

Пластовый флюид в общем случае представляет собой сложную смесь, состоящую из нефти, попутного нефтяного газа, воды и механических примесей (песка, окислов и проч.). В таком виде транспортировать продукцию нефтяных скважин по магистральным нефтепроводам нельзя. Во-первых, вода – это балласт, перекачка которого не приносит прибыли. Во-вторых, при совместном течении нефти, газа и воды имеют место значительно большие потери давления на преодоление сил трения, чем при перекачке одной нефти. Кроме того, велико сопротивление, создаваемое газовыми шапками, заземленными в вершинах профиля и скоплением воды и пониженных точках трассы. В-третьих, минерализованная пластовая вода вызывает ускоренную коррозию трубопроводов и резервуаров, а частицы механических примесей – абразивный износ оборудования [57].

Содержание попутного газа в нефти колеблется от 10 до 300 м³/т; содержание пластовой воды может изменяться от 0 до 90 % (вода минерализованная).

Задача промышленной подготовки нефти заключается в отделении от нефти основной части этих примесей, доведение её качества до соответствия ГОСТу на нефть (Р51858-2002).

Схема сбора и подготовки нефти на промысле (рис. 5.1) включает транспортировку нефти от куста скважин на автоматизированную групповую замерную установку (АГЗУ), где измеряется дебит каждой скважины. После этого нефть проходит первую ступень сепарации, при этом отделяется основное количество попутного газа, механические примеси и вода. Далее нефть с пластовой водой и остатками газа поступает на вторую ступень сепарации и затем проходит этапы обезвоживания и обессоливания. В результате подготовки нефти остаточное содержание воды в нефти должно быть не более 0,5 % и солей не более 100 мг/л. Подготовленная нефть откачивается по магистральному нефтепроводу потребителям.

При добыче легких нефтей в них обычно остается значительное количество растворенных газов до 1 %. В таких случаях нефть перед сдачей на нефтеперерабатывающий завод (НПЗ) подвергается стабилизации.

Вода, отделяемая от нефти, проходит очистку на установке по подготовке воды (УПВ) и используется для заводнения пластов. Заключительным звеном в каждой системе сбора нефти являются центральные пункты сбора (ЦПС) – технологический объект, конечной продукцией которого является товарная нефть. В состав ЦПС входят: установки по подготовке нефти (УПН), очистные сооружения (ОС), резервуарный парк (РП), узел учета нефти (УУН), установка по подготовке некондиционных и ловушечных нефтей (УПЛН).

При подготовке нефти и попутных газов предусмотрены следующие процессы: сепарация (дегазация), предварительное и окончательное обезвоживание, обессоливание, стабилизация нефти, очистка и осушка газов и переработка образующихся жидких углеводородных фракций.

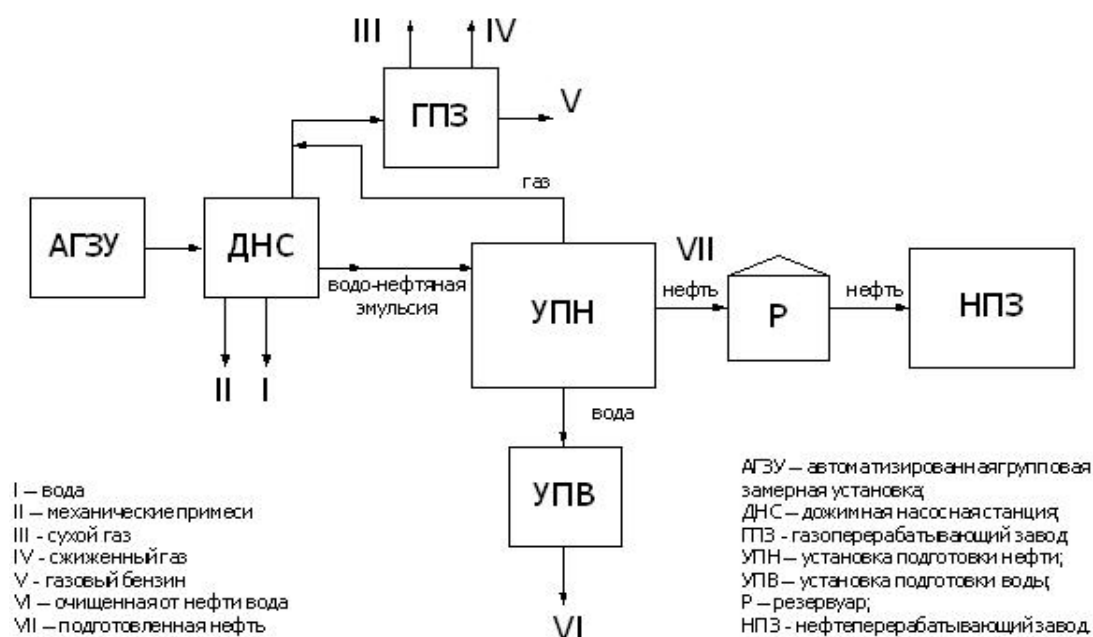


Рис. 5.1. Схема сбора и подготовки нефти на промысле

С целью унификации объектов сбора, транспорта и подготовки нефти можно выделить основные параметры, определяющие технологические решения при разработке объектов:

- физико-химические свойства сырья;
- количество полученных продуктов (производительность и ассортимент);
- способы добычи, сбора и подготовки нефти;
- конструктивная и технологическая база объектов;
- типовые режимы работы объектов.

Основными структурными составляющими и наиболее типичными узлами в унифицированных схемах подготовки нефти (рис. 5.2) являются:

- сепарация;
- приготовление и дозировка реагента;
- предварительное обезвоживание;
- перекачка эмульсии;
- регенерация тепла;
- обезвоживание и обессоливание;
- горячая или вакуумная сепарация.

Типизация при разработке технологических схем промысловой подготовки нефти позволяет применять унифицированные технологические решения при проектировании обустройства нефтяных месторождений, разрабатывать и выпускать серийное оборудование. Наиболее сложным объектом является узел обезвоживания и обессоливания, в котором происходят следующие процессы: нагрев, отделение воды, отделение солей с подачей промывной воды.

В технологических схемах зачастую предусмотрена возможность двухступенчатого обезвоживания нефти: первая ступень – предварительное обезвоживание, вторая ступень – окончательное обезвоживание. Наличие первой ступени обусловлено необходимостью снижения затрат на нагрев жидкости путем отделения основного количества воды. Такое решение рекомендуется использовать при содержании воды более 20 %, поскольку проведение окончательного обезвоживания будет эффективным при содержании воды равном 10–20 %.

Если содержание воды менее 20 %, то предварительное обезвоживание не рекомендуется. При этом можно осуществлять обезвоживание на ЦПС в одну ступень.

Для повышения качества товарной нефти целесообразно использовать концевую сепарационную установку (КСУ) с эластичным газгольдером, либо совместно с установками улавливания легких фракций углеводородов (УЛФ).

В литературных источниках [58, 59] наиболее часто встречается вариант технологической схемы, предусматривающий одно- и многоступенчатую сепарацию в сочетании с процессом отделения воды в отстойниках, в блочных деэмульсаторах и электродегидраторах. Кроме этого, рекомендуется использование трехфазных сепараторов (ТФС), концевых делителей фаз (КДФ) [60], а из новейших разработок – Heater-Treater [59].

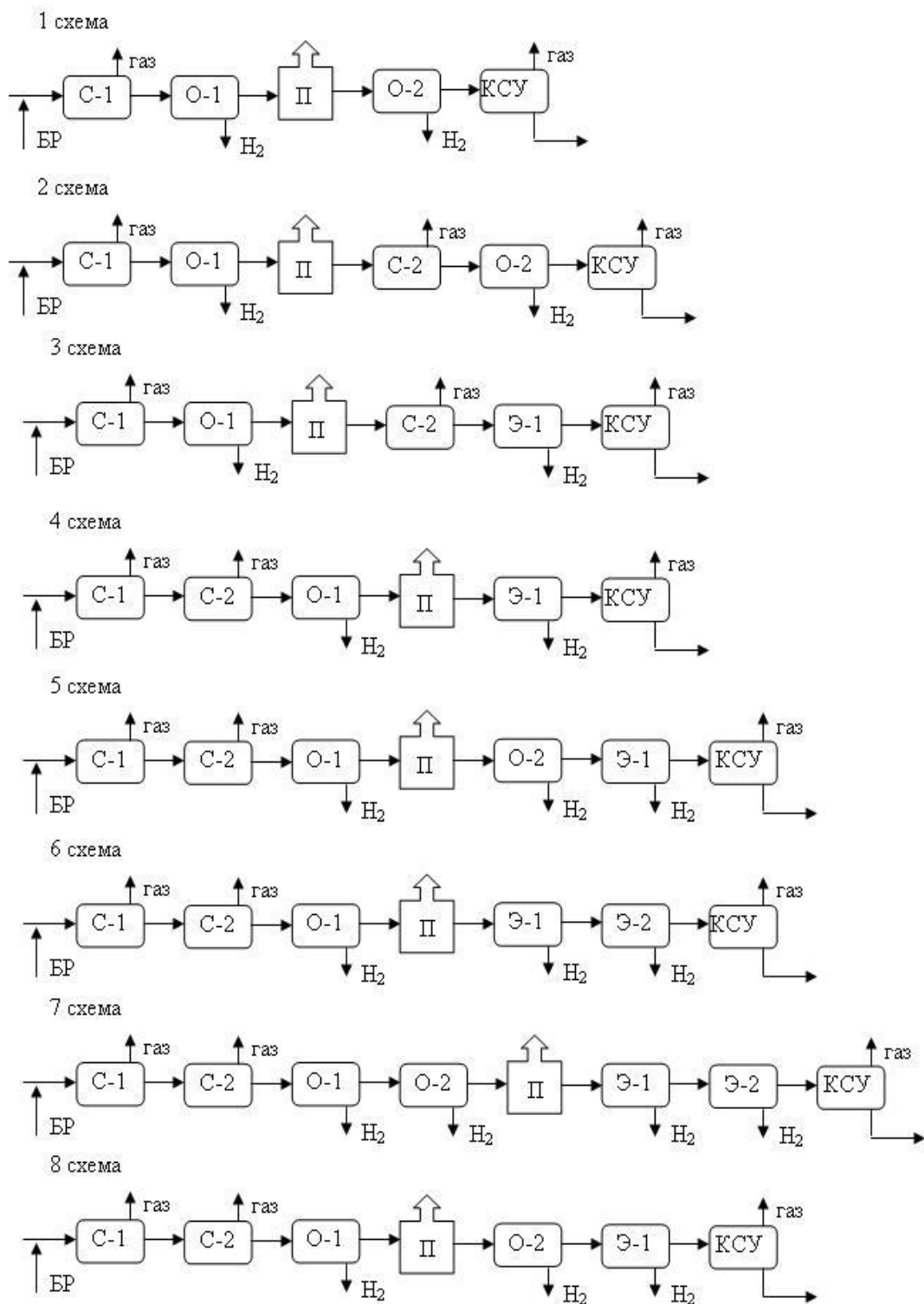


Рис. 5.2. Унифицированные схемы промышленной подготовки нефти
 С – сепаратор, О – отстойник, П – печь, Э – электродегидратор, КСУ – конечная
 сепарационная установка, БР – блок реагентного хозяйства

5.2. Обезвоживание и обессоливание нефти

Для уменьшения коррозии трубопроводов и повышения производительности УПН применяется предварительный сброс пластовой воды, т.к. действующие типовые установки не способны справиться с возрастающим объемом поступающей жидкости, в частности, из-за использования малообъемной отстойной аппаратуры.

В связи с неустойчивостью газодонефтяных смесей, способностью их к повторному диспергированию и стабилизации (за счет эффекта "старения"), отбор воды необходимо осуществлять дифференцированно во всех точках технологической схемы, где она выделяется в виде свободной фазы [60].

Этот принцип является универсальным, т.к. позволяет снизить нагрузки на сепараторы последующих ступеней, отстойники, печи, насосное оборудование, повысить их эксплуатационную надежность, а иногда и исключить из технологической схемы часть перечисленного оборудования.

В зависимости от места осуществления предварительного сброса воды в технологической цепи сбора и подготовки нефти можно выделить:

- путевой сброс;
- централизованный сброс: на дожимной насосной станции (ДНС) и непосредственно перед установками подготовки нефти.

При сбросе воды в любом случае должна быть предусмотрена возможность ее утилизации.

Особенностью сброса на ДНС является необходимость осуществления процесса сброса воды под избыточным давлением, обеспечивающим транспорт газонасыщенной нефти до узлов подготовки и второй ступени сепарации. Предварительный сброс воды является частью общего процесса подготовки нефти и очистки воды.

При извлечении из пласта, движении по насосно-компрессорным трубам в стволе скважины, а также по промысловым трубопроводам смеси нефти и воды, образуется водонефтяная эмульсия - механическая смесь нерастворимых друг в друге и находящихся в мелкодисперсном состоянии жидкостей.

В процессе обезвоживания содержание воды в нефти доводится до 0,5 масс. %.

Обессоливание нефти осуществляется смешением обезвоженной нефти с пресной водой, после чего, полученную искусственную эмульсию вновь обезвоживают. Такая последовательность технологических операций объясняется тем, что даже в обезвоженной нефти остается не-

которое количество воды, в которой растворены соли. При смешении с пресной водой соли распределяются по всему ее объему и, следовательно, их средняя концентрация в воде уменьшается.

На нефтяных месторождениях эксплуатируются следующие установки обезвоживания и обессоливания нефти:

- термохимические установки обезвоживания нефти (ТХУ);
- электрообессоливающие установки (ЭЛОУ).

В термохимической установке обезвоживания нефти [61, 62] (рис. 5.3) сырую нефть (нефтяная эмульсия) I из сырьевого резервуара 1 насосом 2 через теплообменник 3 подают в трубчатую печь 4.

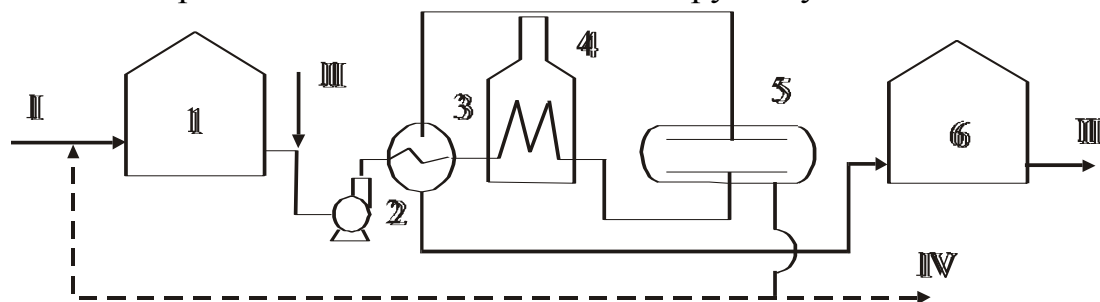


Рис. 5.3. Технологическая схема термохимической установки обезвоживания нефти

Перед насосом 2 в нефть закачивают реагент-деэмульгатор II. В теплообменнике 3 и трубчатой печи 4 нефтяная эмульсия подогревается, и в процессе ее турбулентного перемешивания в насосе и при движении по трубному змеевику в печи происходит доведение реагента-деэмульгатора до капель пластовой воды и разрушение бронирующих слоев асфальтосмолистых веществ. Нагрев в трубчатой печи осуществляется при необходимости нагрева нефтяной эмульсии до температуры выше $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ (при повышенном давлении, чтобы не допустить вскипания воды). При меньших температурах нагрева вместо трубчатой печи 4 можно использовать пароподогреватель. Оптимальной температурой нагрева считается такая, при которой кинематическая вязкость нефтяной эмульсии составляет $4 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с}$. Неустойчивая эмульсия из трубчатой печи 4 поступает в отстойник 5, где расслаивается на нефть и воду. Обезвоженная нефть выводится сверху из отстойника 5, проходит через теплообменник 3, где отдает часть тепла поступающей на деэмульсацию сырой нефти и поступает в резервуар 6, из которого товарная нефть III насосом откачивается в магистральный нефтепровод. Отделившаяся в отстойнике 5 пластовая вода IV направляется на установку по подготовке сточных вод.

Сырьевой резервуар 1 может работать как резервуар с предварительным сбросом воды. В этом случае часть горячей воды, выходящей из отстойника 5 и содержащей реагент-деэмульгатор, подается в поток сырой нефти перед резервуаром 1 (пунктирная линия). В этом случае резервуар 1 оборудуют рас-

пределительным маточником и переливной трубой. В резервуаре поддерживается слой воды так, что поступающая нефтяная эмульсия распределенным потоком проходит через толщу воды, что способствует более полному отделению свободной воды из нефтяной эмульсии. Отделившаяся в резервуаре с предварительным сбросом вода, насосом откачивается на установку по подготовке сточных вод.

Наиболее эффективным считается способ обессоливания на электрообессоливающей установке (рис. 5.4) [62].

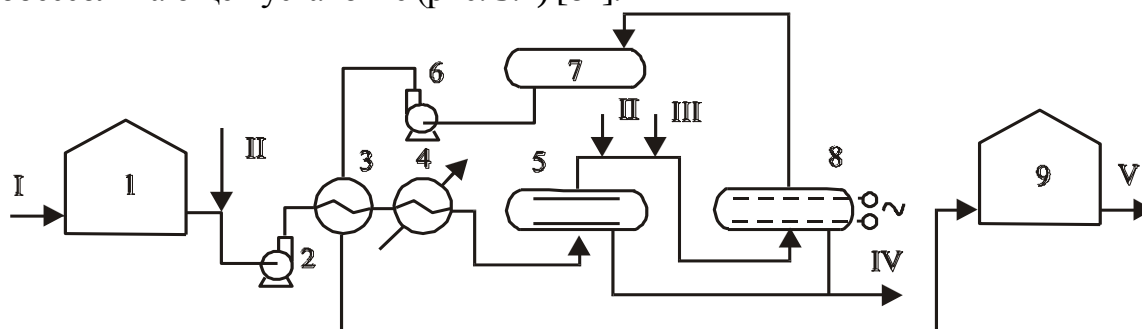
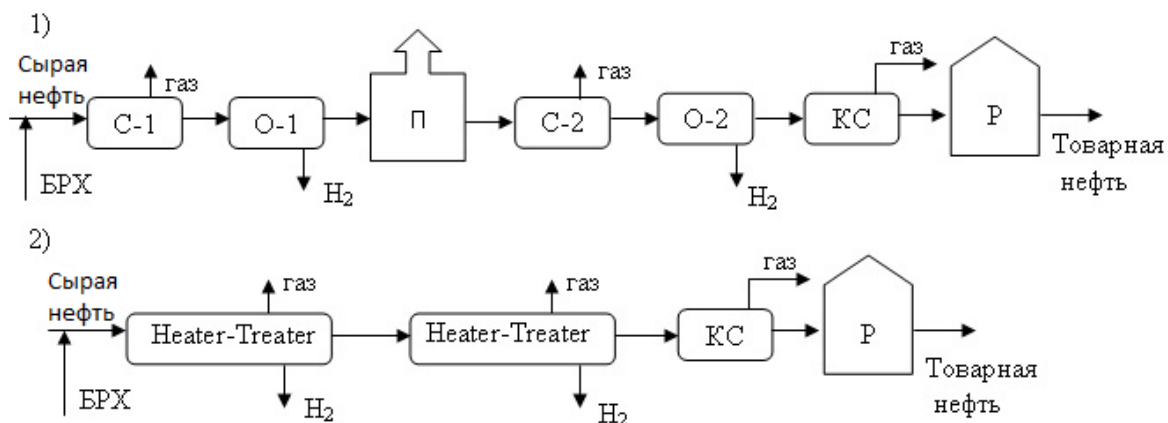


Рис. 5.4. Технологическая схема электрообессоливающей установки

При этом для стабилизации обводненности нефтяной эмульсии, поступающей в электродегидратор, вводится ступень теплехимического обезвоживания. Сырая нефть I из сырьевого резервуара 1 сырьевым насосом 2 прокачивается через теплообменник 3 и подогреватель 4 и поступает в отстойник 5. Перед сырьевым насосом в сырую нефть вводят реагент-деэмульгатор II, поэтому в отстойнике 5 из сырой нефти выделяется основное количество пластовой воды. Из отстойника 5 нефть с содержанием остаточной воды до 1 – 2 % направляется в электродегидратор 8. При этом перед электродегидратором в поток нефти вводят пресную воду III и деэмульгатор II, так что перед обессоливанием обводненность нефти в зависимости от содержания солей доводится до 8 – 15 %. Соли растворяются в пресной воде и после отделения воды от нефти в электродегидраторе нефть становится обессоленной. Сверху электродегидратора 8 выходит обезвоженная и обессоленная нефть, которая, пройдя промежуточную емкость 7, насосом 6 прокачивается через теплообменник 3, подогревая сырую нефть, и направляется в резервуар 9 товарной нефти. Вода IV, отделившаяся от нефти в отстойнике 5 и электродегидраторе 8, направляется на установку по подготовке воды. Товарная нефть V насосом откачивается в магистральный нефтепровод [62].

Принципиальные схемы подготовки нефти на ЦПС, используемые в настоящее время как базовые при проектировании и реконструкции, приведены на рис. 5.5.



Heater-Treater – сепаратор-водоотделитель с нагревом эмульсии, P-резервуар

Рис. 5.5. Принципиальные схемы технологических вариантов ЦПС с использованием однофункционального (1) и multifunctional (2) оборудования

Во втором варианте (рис. 5.5) использованы multifunctional аппараты, в которых совмещены процессы сепарации нефти и газа, отделения воды и нагрева.

В обоих вариантах предусмотрена возможность двухступенчатого обезвоживания нефти: первая ступень – предварительное обезвоживание, вторая ступень – окончательное обезвоживание.

Очень важно поддерживать оптимальную устойчивость водонефтяных эмульсий, поступающих на предварительную и окончательную ступени обезвоживания. При этом должна быть определена максимально допустимая устойчивость эмульсии, поступающей на окончательную ступень обезвоживания, а ее превышение должно быть предотвращено изменением расхода деэмульгатора и воды, сбрасываемой со ступени предварительного обезвоживания. Устройства, обеспечивающие разрушение эмульсий и укрупнение капель воды до заданных размеров (120–200 мкм и более) и увеличение на этой основе производительности отстойных аппаратов, являются трубчатые линейные и секционные каплеобразователи, а также трубопроводы промышленных систем сбора и транспорта нефти.

Вопросы для самоконтроля

1. Какие компоненты содержит добываемая нефть в своем составе?
2. Назначение промысловой подготовки нефти?
3. Какие процессы происходят при промысловой подготовке нефти ипутного газа?
4. Для чего в схеме сбора и подготовки нефти предусмотрена дожимная насосная станция?
5. Для чего в схеме сбора и подготовки нефти используется установка подготовки воды?
6. Какие основные параметры являются основными для унификации объектов сбора, транспорта и подготовки нефти?
7. Какие типичные узлы схем подготовки нефти используются для разработки унифицированных схем?
8. Для чего проводят подогрев эмульсий в печах?
9. Для чего добавляют деэмульгатор в эмульсии при подготовке нефтей?
10. Для чего применяют совмещенные технологические схемы?
11. Какие варианты предварительного сброса воды используются в зависимости от степени обводненности нефти?
12. С какой целью в схеме сбора и подготовки нефти устанавливаются концевые сепараторы?

6. ТЕХНОЛОГИЯ ПОДГОТОВКИ ГАЗОВ И ГАЗОВЫХ КОНДЕНСАТОВ

Продукцию газовой промышленности можно классифицировать следующим образом:

- природные и нефтяные газы, которые поставляются как топливо потребителям или являются сырьем для переработки;
- чистые газообразные углеводороды (метан, этан, инертные газы, газовые смеси определенного состава);
- жидкие смеси углеводородов (пропан-бутановая фракция (ПБФ), широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ), стабильные и нестабильные конденсаты, газовые бензины и продукты их переработки);
- твердые продукты (сажа специальная, техническая сера).

Промысловая подготовка газа и газового конденсата к дальнейшему транспортированию ведётся по двум схемам: децентрализованной и централизованной. При первой схеме (рис. 6.1) полная обработка газа перед подачей в магистральный газопровод осуществляется на газовых сборных пунктах, при второй (рис. 6.2) – на сборных пунктах производятся только сбор и первичная сепарация газа, а полный комплекс подготовки осуществляется на головных сооружениях магистрального газопровода.

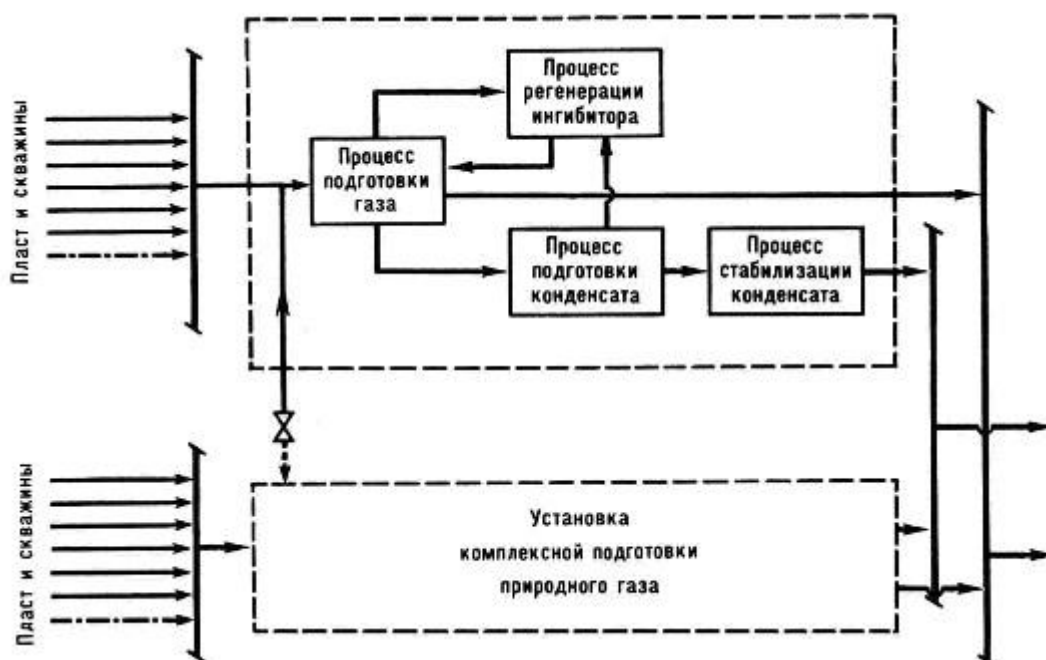


Рис. 6.1. Схема децентрализованного сбора и подготовки природного газа и газового конденсата

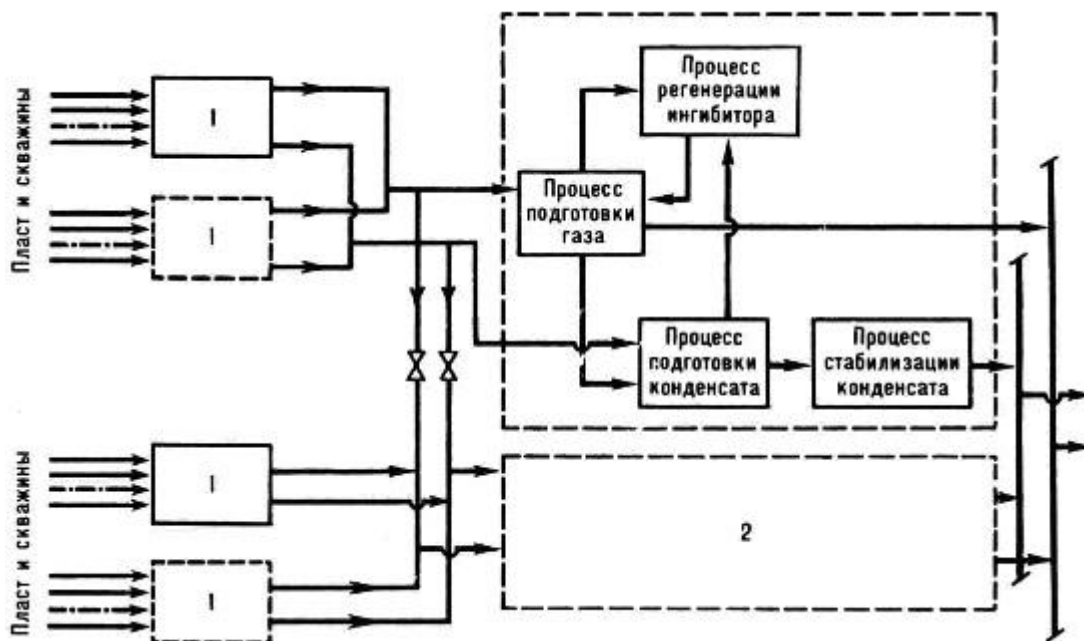


Рис. 6.2. Схема централизованного сбора и подготовки природного газа и газового конденсата 1 – установка первичной подготовки природного газа; 2 – головные сооружения

6.1. Способы подготовки природного газа и газового конденсата

Основными способами обработки природного газа и газового конденсата являются низкотемпературная сепарация газа, низкотемпературная конденсация, абсорбция, адсорбция, а также сочетание этих процессов [62].

Низкотемпературная сепарация (НТС) – основана на конденсации паров вещества с понижением температуры. Снижение температуры достигается за счет перепада давлений (мгновенного расширения), при котором возникает дроссель-эффект. Газ из скважины поступает в сепаратор первой ступени. Здесь из газа выделяются механические примеси и жидкая фаза. Предварительно очищенный газ направляется в теплообменник, где охлаждается встречным потоком холодного воздуха. Пройдя через штуцер, газ охлаждается до температуры, которая зависит от перепада давления.

В поток газа перед теплообменником вводят диэтиленгликоль (ДЭГ) для предотвращения гидратообразования [63]. В сепараторе второй ступени из газа выделяются вода с диэтиленгликолем и углеводородный конденсат. Чистый газ отдает свой холод встречному потоку и направляется в коллектор или магистральный газопровод. Жидкость, выделившаяся в сепараторе первой ступени, поступает в отстойник, затем – в разделительную емкость, из кото-

рой конденсат направляется на установку стабилизации, а вода – в канализацию.

Из сепаратора второй ступени конденсат и насыщенный раствор ДЭГ через регулятор уровня проходят отстойник и поступают в разделительную емкость. Конденсат направляется на стабилизацию, а раствор ДЭГ на регенерацию в установку и далее сливается в емкость, откуда насосами нагнетается в линию очистки газа.

Абсорбция основана на способности абсорбентов поглощать из природного газа преимущественно тяжелые углеводороды и отдавать их при нагревании. В качестве поглотителя используют соляровое масло, керосин, лигроин и более тяжелые фракции добываемого конденсата, а также диэтиленгликоль и триэтиленгликоль.

В первой поглотительной колонне газ,двигающийся вверх, орошается стекающим по тарелкам абсорбентом, отдает ему тяжелые углеводороды и направляется по назначению, насыщенный абсорбент поступает через теплообменник в десорбер, где из него выпариваются тяжелые углеводороды. Восстановленный абсорбент, отдавший тепло в теплообменниках и холодильниках, с помощью насоса возвращается в поглотительную колонну. Пары тяжелых углеводородов улавливаются в верхней части десорбера, конденсируются и направляются на дальнейшую переработку. Полностью автоматизированные абсорбционные установки обеспечивают достаточно полное извлечение конденсата из природного газа.

Адсорбция основана на избирательном свойстве твердых пористых веществ (адсорбентов) поглощать жидкую фазу. С помощью адсорбционных установок, кроме осушки газа улавливают конденсат углеводородов. В качестве адсорбентов используют активированный уголь, цеолиты (молекулярные сита), боксит, силикагель, алюмогель. Эти адсорбенты изготавливаются в виде шариков и гранул для уменьшения гидравлического сопротивления в слое, через который пропускается газ.

Адсорбционные методы обеспечивают глубокое извлечение тяжелых углеводородов, но, в то же время, имеют более высокую стоимость, так как периодически требуют замены адсорбента.

На промыслах подготовка газа проводится, в основном, методом низкотемпературной сепарации, которая заключается в конденсации влаги и углеводородного конденсата путем охлаждения, поступающего на установку пластового газа. Все установки НТС принято разделять на три группы:

1. С применением ингибиторов гидратообразования (ИГ);
2. С применением ингибиторов гидратообразования и дополнительной осушкой для месторождений Севера;
3. Без ввода ИГ с применением тепла или других способов разрушения гидратов.

В практике используются, в основном, установки 1 и 2 групп. Для дополнительной осушки газа применяют процессы абсорбции. В качестве ингибиторов применяют метанол и гликоли.

Установки НТС с применением ингибиторов достаточно совершенны, т.к. в них можно поддерживать низкую температуру сепарации и в результате осуществлять глубокую осушку газа. Низкие температуры можно получать при изоэнтальпийном охлаждении газа в дросселирующих устройствах и изоэнтропийном – в турбодетандерах, пульсационных охладителях и др.

Ниже представлена принципиальная технологическая схема НТС (рис. 6.3). В сепараторе 1 происходит отделение газа от жидкости, выделившейся по пути его движения от забоя скважин. Затем газ направляется в трубное пространство теплообменника 2, где охлаждается газом поступающим, в межтрубное пространство из низкотемпературного сепаратора 4. Из теплообменника 2 газ поступает в низкотемпературный сепаратор 4, в котором он отделяется от жидкой фазы, выделившейся за счет понижения температуры в дросселирующем устройстве.

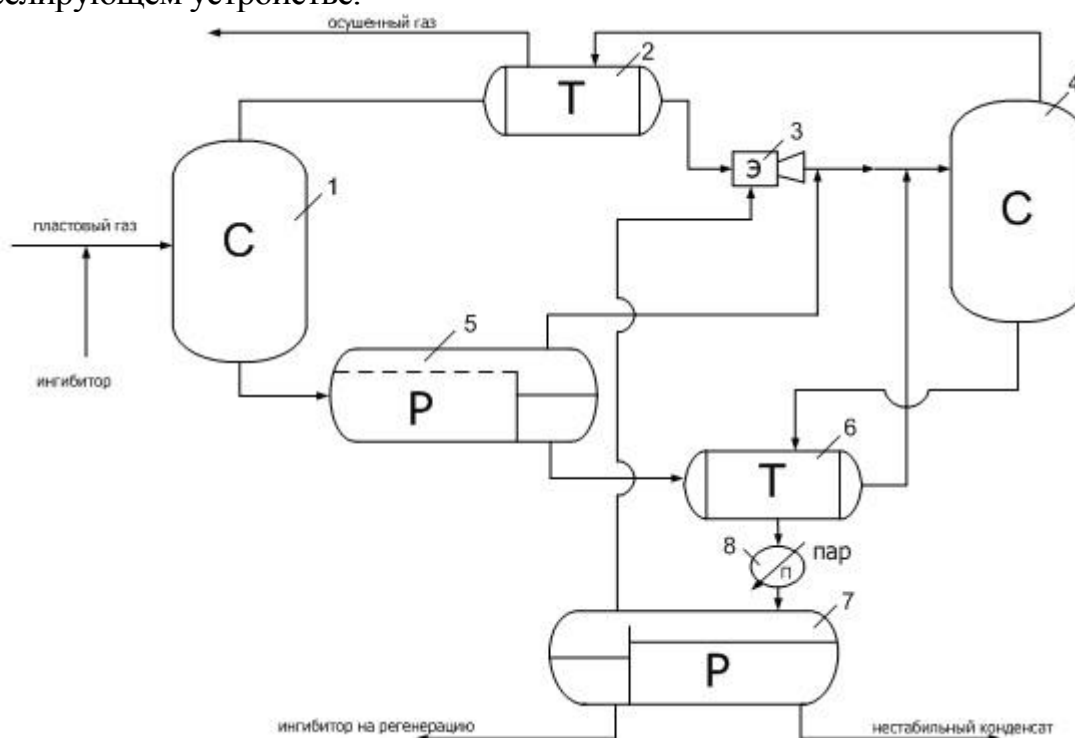


Рис. 6.3. Принципиальная технологическая схема низкотемпературной сепарации: 1, 4 – сепараторы; 2, 6 – теплообменники; 3 – эжектор; 5, 7 – разделители; 8 – подогреватель

Осушенный газ из сепаратора 4 поступает в теплообменник 2, охлаждает продукцию скважины и затем направляется во внутрипромысловый газосборный коллектор. Жидкость (нестабильный конденсат, водный раствор ингибитора), выделившаяся в сепараторе первой ступени 1, поступает непрерывным потоком в разделительную емкость 5. Из разделительной емкости 5 часть уг-

леводородного конденсата под своим давлением через теплообменник 6 подается поток газа перед низкотемпературным сепаратором 4, для более полного извлечения конденсатообразующих компонентов газа (рециркуляция). Поток нестабильного конденсата направляется в разделительную емкость 7 через межтрубное пространство теплообменника 6. Температура в разделителе 7 поддерживается паровым подогревателем 8. Углеводородный конденсат из емкости 7 направляется на стабилизацию. Газ выветривания (дегазации) из разделительной емкости 7 с помощью эжектора подается в общий поток на вход низкотемпературного сепаратора 4. Газ дегазации из разделительной емкости 5 возвращается в общий поток под своим давлением.

При падении пластового давления, а, следовательно, при недостаточном перепаде давлений между входом и выходом установки, необходима установка после первого сепаратора дожимной компрессорной станции.

Альтернативным решением является замена дросселирующего устройства турбодетандерным агрегатом (ТДА) или парком компрессорной холодильной машины (ПКХМ).

Таблица 6.1.

Сопоставление источников холода по эффективности

Показатели	Дроссель	ПКХМ	ТДА
Термодинамическая эффективность источника холода	0,025	0,093	0,094
Термодинамическая эффективность установки НТС	0,019	0,028	0,038
Удельный расход топлива, м ³ /1000 м ³ газа	6,200	4,100	2,900

Известны также другие аппараты и технологические решения для генерации холода: пульсационные охладители, волновые обменники давления и др. Кроме традиционных технологий, разрабатываются и принципиально новые комплексные технологии подготовки газа [63]:

- электрогазодинамические установки (кроме охлаждения производит электростатическое сепарирование);
- установки с вихревыми трубами.

Таким образом, совершенствование технологии и сепарационной аппаратуры является одним из основных условий повышения качества промышленной подготовки газа и уменьшения капиталовложений.

При промышленной подготовке газа и газового конденсата часто используют трехступенчатую схему сепарации (рис. 6.4).

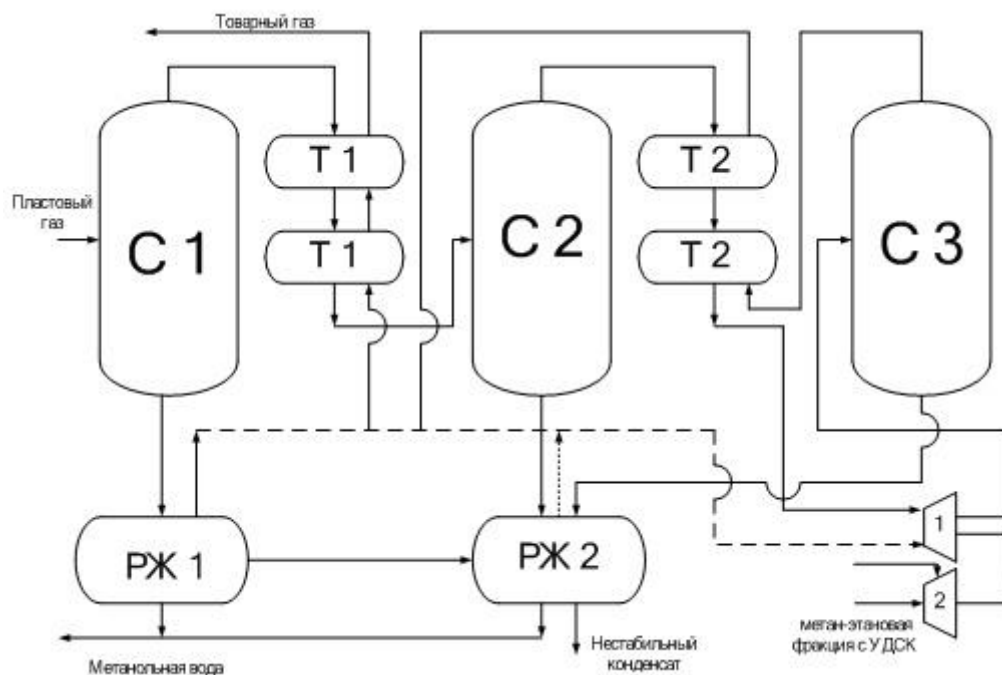


Рис. 6.4. Технологическая схема промышленной подготовки газового конденсата: C1, C2, C3 – сепараторы; PЖ1, PЖ2 – разделители жидкости; T1, T2 – теплообменники

Продукция скважин с давлением 8-10 МПа и температурой $5 \div 35$ °С поступает на первую ступень сепарации в вертикальный сепаратор C1. Далее для предотвращения гидратообразования в линию подается метанол. В C1 происходит предварительное отделение из газового потока капельной жидкости и механических примесей. Отсепарированная жидкая фаза (газовый конденсат и метанольная вода) попадает в разделитель жидкости PЖ1. Частично отсепарированный газовый поток из C1 поступает в трубное пространство двухсекционного теплообменника T1, где охлаждается обратным холодным потоком осушенного газа.

Охлажденный газ через дроссель поступает в сепаратор второй ступени (C2), где происходит отделение капельной жидкости, а газовый поток поступает в трубное пространство теплообменника T2, в котором происходит понижение температуры до минус 30...35 °С.

Часть потока газа из C2 в качестве активного потока поступает на эжекторы для утилизации газа выветривания из разделителя жидкости и утилизации газа (метан-этановая фракция) с установки стабилизации конденсата (УДСК). Смесь активного потока газа и пассивного потока от эжектора объединяются в один поток, который подается на вход низкотемпературного сепаратора.

Кроме того, на установке может быть предусмотрена подача нестабильного конденсата через форсунки на вход C3 из газожидкостного потока для

повышения конденсатоотдачи. В С3 происходит отделение жидкой фазы при температуре минус 30...35 °С и отсепарированная жидкость поступает в РЖ 2.

Осушенный газ из С3 поступает в теплообменники Т2, Т1 для нагрева.

Из Т1, осушенный от влаги и углеводородов, природный газ поступает на пункт коммерческого замера газа. Жидкая фаза в РЖ1 подвергается разделению на углеводородный конденсат и метанольную воду. Газ дегазации из РЖ1 поступает на вход низкотемпературного сепаратора С3.

Жидкая фаза из сепараторов С2 и С3 поступает в разделитель жидкости РЖ2, в котором происходит разделение нестабильного конденсата и метанольной воды. Метанольная вода поступает в выветриватели газа. Углеводородный конденсат подается либо на установки деэтанзации и стабилизации конденсата (УДСК), либо в аварийные емкости.

Подготовленный таким образом газ должен отвечать ряду требований, предъявляемым к его качеству (табл. 6.2).

Таблица 6.2.

Физико-химические показатели природных газов, поставляемых и транспортируемых в магистральные газопроводы

Показатели	Умеренный		Холодный	
	лето	зима	лето	зима
Точка росы по воде, °С	-3	-5	-10	-20
Точка росы по углеводородам, °С	0	0	-5	-10
Теплота сгорания, МДж/м ³ (при 20 °С; 0,1 МПа)	32,5	32,5	32,5	32,5

6.2. Влагосодержание природного газа

Газ в условиях пластового давления и температуры насыщен водяными парами. Обычно при одних и тех же условиях тяжелые углеводороды содержат паров воды меньше, чем легкие углеводороды. Наличие «кислых газов» (сероводорода и диоксида углерода) приводит к увеличению водяных паров в газе, а увеличение концентрации азота способствует уменьшению содержания паров воды.

Влагосодержание, которое соответствует полному насыщению газа водяными парами, называется равновесным. При охлаждении газа относительная влажность повышается и при определенной температуре достигает предельного значения. При дальнейшем понижении температуры излишняя влага будет конденсироваться. В динамике разработки месторождения температура и давление постепенно уменьшаются, при этом снижение температуры приво-

дит к уменьшению количества водяных паров в газе, а уменьшение давления влияет обратным образом.

Влагосодержание газа обычно находится по различным номограммам, как $f(\rho)$. Плотность газа неоднозначная характеристика, так как газы различного состава могут иметь одну и ту же плотность. Для расчета влагосодержания (W) предложены различные формулы [64]:

$$W = \frac{A}{10,1 \cdot P} + B, \quad (6.1)$$

где A, B – эмпирические коэффициенты, P – давление.

Формула Бюкачика [64, 65]:

$$W = \frac{P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot M_{\text{газа}} \cdot 1,033 \cdot 10^3}{0,0848 \cdot 273 + 20 \cdot Z}, \quad (6.2)$$

где Z – коэффициент сжимаемости; $M_{\text{газа}}$ – молекулярная масса газа; $P_{\text{H}_2\text{O}}$ – давление паров воды.

Эту формулу используют при $P=0,1 \div 70$ МПа, $T= -40 \div 230$ °С. Влагосодержание также зависит от плотности газа и минерализации воды:

$$W' = W \cdot k_1 \cdot k_2, \quad (6.3)$$

где k_1 – коэффициент, учитывающий плотность газа; k_2 – коэффициент, учитывающий минерализацию воды (содержание солей).

Равновесное влагосодержание газа обусловлено рядом факторов: температурой, давлением, наличием льда в системе, плотностью газа, минерализацией пластовой воды. При температуре ниже минус 5 °С может существовать как жидкая переохлажденная вода, так и лед. Упругость паров воды над жидкостью и льдом имеет различные значения.

Равновесное влагосодержание газа связано с его молекулярной массой. Чем она больше, тем меньше требуется воды для его насыщения. Растворение солей в воде приводит к снижению парциального давления водяных паров и, следовательно, к снижению влагосодержания газа.

6.3. Гидратообразование

Все углеводородные газы в реальных условиях содержат водяной пар. Его количество при заданных температуре и давлении газа строго определено. Насыщение газов водяным паром возможно до предельного давления, равного упругости насыщенного пара при заданной температуре.

Влага в сжиженных углеводородных газах сильно осложняет эксплуатацию систем газоснабжения из-за образования конденсата. Водяные пары, находящиеся в газе, переходят в жидкое состояние, а затем – в лед. Конденсат сжиженного газа и ледяные пробки могут закупоривать газопроводы, клапаны регуляторов давления, запорную арматуру. Кроме того, углеводороды с водой

образуют кристаллогидраты, которые также приводят к закупорке газопроводов. Кристаллогидраты – кристаллические тела, похожие на снег или лед (в зависимости от условий их образования). Так, метан с водой образует гидрат $\text{CH}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, этан – $\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$, пропан – $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$.

Поэтому при разработке большинства газовых и газоконденсатных месторождений возникает проблема борьбы с образованием гидратов.

Особое значение этот вопрос приобретает при разработке месторождений Западной Сибири и Крайнего Севера. Низкие пластовые температуры и суровые климатические условия этих районов создают благоприятные условия для образования гидратов не только в скважинах и газопроводах, но и в пластах, в результате чего образуются газогидратные залежи [65].

Гидраты – твердые соединения, в которых молекулы газа при определенных значениях температуры и давления заполняют структурные пустоты кристаллической решетки, образованной молекулой воды с помощью водородных связей. Гидраты – химические соединения молекулярного типа, возникающие за счет Ван-дер-Ваальсовых сил с энергией связи $20 \div 40$ кДж/моль.

Гидраты возникают при температуре, значительно превышающей температуру образования льда. Однако каждый углеводород характеризуется максимальной температурой, выше которой ни при каком повышении давления нельзя вызвать гидратообразование – критической температурой гидратообразования.

В зависимости от условий образования гидраты представляют собой кристаллы различной формы, либо аморфную массу в виде прессованного снега, либо в виде оплавленных кристаллов, в присутствии жидких углеводородов. Элементарная ячейка гидратов состоит из определенного количества молекул воды и газа. Один объем воды в гидратном состоянии может связывать от 70 до 300 объемов газа. В практических условиях транспортирования обычно образуются «смешанные гидраты», в которых не большие по размеру полости (пустоты) заняты метаном, диоксидом углерода и сероводородом, а в больших полостях – пропан и бутаны.

Основные факторы, которые определяют условия образования и стабильное существование газовых гидратов – состав газа, фазовое состояние системы, состав воды, давление и температура.

Чем больше молекулярная масса углеводородов, тем меньшее давление требуется для образования гидратов при одной и той же температуре, то есть, тем быстрее в присутствии влаги углеводородный газ образует гидрат. Наличие оксида углерода и сероводорода в смеси, высокая скорость и турбулентность потока, пульсация компрессора, быстрые повороты и другие условия, усиливающие перемешивание смеси, также способствуют возникновению гидратов.

Процесс гидратообразования происходит на границе раздела газ–вода, при условии полного насыщения природного газа влагой. Поэтому на процессы гидратообразования будет влиять растворимость воды в жидких углеводородах. Природные газы достаточно хорошо растворяются в воде, даже при сравнительно не высоком давлении. С увеличением молекулярной массы углеводородов растворимость газов в воде уменьшается.

Следует отметить, что условием выпадения влаги в газопроводе при определенном давлении является снижение температуры до уровня, при котором газ становится пересыщен влагой (точка росы).

На основании анализа экспериментальных данных получена эмпирическая зависимость, связывающая температуру и давление, при которых образуются гидраты [65]:

$$T = 20,68 \cdot P^{0,285} - 17,78. \quad (6.4)$$

При низких и средних давлениях более точными считаются следующие формулы:

- для положительных значений температуры:

$$T = 18,47 \cdot \lg P - B + 18,65, \quad (6.5)$$

- для отрицательных значений температуры – до минус 15 °С:

$$T = -58,5 \cdot \lg P + B_1 - 59,35, \quad (6.6)$$

где B, B_1 – эмпирические коэффициенты, которые являются функцией приведенной плотности газа (6.7).

$$\rho = \sum \rho_i V_i / \sum V_i, \quad (6.7)$$

где ρ_i, V_i – плотность и мольная доля гидратообразующих компонентов в газе соответственно.

На практике для своевременного предупреждения гидратообразования важно знать расстояние от начала газопровода до точки, где температура газа будет равна температуре точки росы, т.к. при дальнейшем снижении температуры начинается выпадение влаги в газопроводе.

Для правильного определения возможной точки начала образования гидратов необходимо знать состав газа, его плотность, изменение давления, температуры и влажность газа.

Средняя объемная скорость накопления гидратов за время t может быть определена по формуле [65, 66]:

$$G = Q(W_n - W_k) \cdot v / \tau, \quad (6.8)$$

где Q – расход газа, м³;

W_n – влагосодержание газа в равновесной точке гидратообразования, г/м³,

W_k – влагосодержание газа после образования гидратов, г/м³;

v – удельный объем гидратов, м³/кг;

τ – время образования гидратов, ч.

В газопроводе существует вероятность образования одной или нескольких гидратных пробок.

Отметим наиболее вероятные места образования гидратов в технологической схеме и оборудовании.

Гидраты образуются:

1. На штуцерах непосредственно после редуцирования газа при давлении примерно 6,5 МПа и температуре ниже 17 °С.

2. В обвязке, до сепараторов (при интенсивной теплоотдаче от газового потока к грунту).

3. В сепараторах (скорость потока на входных патрубках циклонных сепараторов достигает 120 м/с; давление в сепараторах значительно превышает равновесное давление гидратообразования). Часть гидратов потоком направляется в отстойную емкость. Здесь они уплотняются и частично или полностью закупоривают емкость, что приводит к резкому снижению эффективности работы сепараторов.

4. На диафрагме замерного участка (рис. 6.5). В застойных зонах до и после диафрагмы скапливаются ранее образующиеся и переносимые потоком газа гидраты. Гидратное кольцо равномерной толщины с незначительными углами скосов обнаруживали при вскрытии камер замерного участка.

5. В шлейфах – газопроводах, подключающих скважины к промысловому газосборному коллектору. Скопление гидратов наблюдается в непосредственной близости от диафрагмы замерного участка в местах ответвлений (врезанные свечи, шлейфы). Гидраты в шлейфах образуются также на обратных клапанах, в местах установки задвижек, кранов и карманов для измерения температуры.

6. В промысловом газосборном коллекторе в местах резкого изменения скорости газового потока. Скопление их наблюдается в местах врезок шлейфов скважин в газосборный коллектор, на запорной арматуре, на врезках driпов и т. д. Гидраты могут также скапливаться и на прямолинейных участках газопроводов. В зависимости от скорости потока гидраты отлагаются в газопроводе в виде спирального кольца или в виде сегмента (рис. 6.6). Гидраты скапливаются также и в объемных сепараторах.

7. На концевых линейных кранах. С одной стороны, на них действует рабочее давление газосборной сети, с другой – атмосферное. Под таким давлением уплотнительная смазка на пробках кранов и байпасов выдавливается, образуются пропуски газа с резким понижением температуры последнего. Корпус крана или байпас резко охлаждается и образуется застойная зона пониженной температуры. Пары воды, насыщающие газ, конденсируются, начинается процесс кристаллизации гидратов. Постепенное их накопление приводит к полной закупорке сечения крана или обводного байпаса [63, 66].

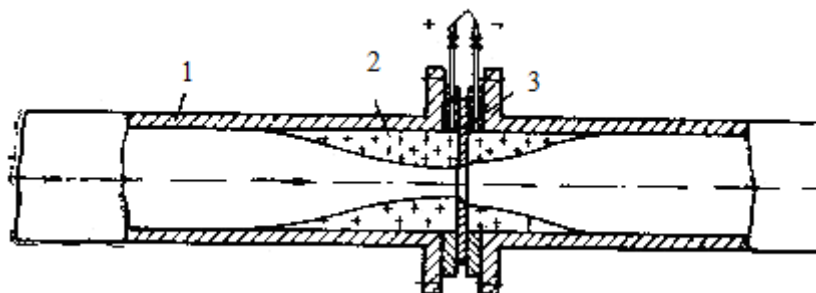


Рис. 6.5. Схема накопления гидратов на замерной диафрагме:
1 – газопровод; 2 – гидраты; 3 – диафрагма

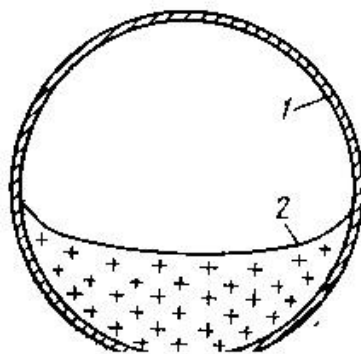


Рис. 6.6. Схема заполнения гидратами горизонтальной трубы:
1 – газопровод; 2 – гидраты

При известном давлении в газопроводе по составу газа определяется равновесная температура гидратообразования t_p . Затем определяется место образования гидратов в газопроводе по уравнению [66]:

$$X = 1/a \cdot \ln \frac{t_n - t_0 + I/a}{t_p - t_0 + I/a}, \quad (6.9)$$

где X – расстояние от точки газопровода до места образования гидратов, м,

t_n – начальная температура газа, °C,

t_0 – температура грунта на уровне газопровода, °C,

t_p – равновесная температура образования гидратов, °C,

I – средний эффект Джоуля – Томсона, отнесенный к единице длины газопровода, °C/м;

$$a = \frac{(2\pi\lambda_n)}{(Gc_p f(\tau))}$$

где λ_n – теплопроводность горных пород, Дж/м с градус;

$f(\tau)$ – безразмерная функция.

G – массовый расход газа, кг/с;

C_p – теплоемкость газа при постоянном давлении.

6.4. Предотвращение образования гидратов при подготовке газа и конденсатов

Для предупреждения процессов гидратообразования целесообразно понижение давления, либо увеличение температуры. При снижении давления повышается влагоемкость газа и он становится недонасыщенным парами воды при данной температуре, как следствие, выпадение влаги не происходит. Эффект влияния температуры обратный.

В промышленных условиях термобарические условия заданы, поэтому необходимо использовать иные способы борьбы с гидратами, например, применение ингибиторов гидратообразования.

На выбор того или иного ингибитора гидратообразования влияют следующие основные факторы:

- геологические, физико-географические и климатические условия того или иного месторождения;
- технологические особенности ингибитора, предполагаемого к применению с учетом функционирования сбора, промысловой и заводской обработки газа на рассматриваемом месторождении, возможностей применения современных технологий рециркуляции ингибиторов;
- коррозионная активность основного реагента, входящего в состав ингибитора гидратов;
- совместимость ингибитора с пластовой минерализованной водой и с другими реагентами при разработке составов многоцелевого назначения, например, при разработке комплексных ингибиторов коррозии, парафиноотложения и гидратообразования, либо составов для выноса пластовой воды из скважин или шлейфов и обеспечивающих одновременно предупреждение гидратообразования;
- возможность организации собственного производства ингибитора вблизи месторождения с использованием компонентов природного газа в качестве сырья;
- ожидаемый и фактический удельный расход ингибитора на промысле и технико-экономические показатели с учетом дополнительных затрат на хранение реагентов, создания резервных запасов и утилизации промышленных стоков;
- особенности приготовления ингибитора нужного состава и его распределения по точкам ввода, трудности, возникающие при автоматизации процесса ингибирования;
- класс токсичности и соблюдение мер безопасности, необходимых при применении реагента;
- возможность и целесообразность регенерации отработанных растворов ингибиторов и выбор оптимальной технологии регенерации;

- пути утилизации отработанных растворов ингибиторов, не подлежащих регенерации, с целью обеспечения требований к охране окружающей среды (обезвреживание промышленных стоков и их закачка в поглощающие горизонты с учетом особенностей охраны геологической среды).

Указанные факторы учитываются при проектировании разработки месторождений углеводородного сырья, при реконструкциях и модернизациях действующего промыслового оборудования и изменении технологии обработки газа, а также при анализе возможностей перехода на новые ингибиторы гидратообразования [63].

Ингибиторы гидратообразования подразделяются на три класса:

1. Традиционные термодинамические ингибиторы – вещества, растворимые в воде, меняющие ее активность и, как следствие, смещающие трехфазное равновесие газ – водная фаза – газовые гидраты в сторону более низких температур (алифатические спирты, гликоли, водные растворы неорганических солей);

2. Кинетические ингибиторы гидратообразования, прекращающие на время процесс образования гидратов (потенциальная замена термодинамическим ингибиторам);

3. Реагенты, практически предотвращающие (или резко замедляющие) отложение гидратов за счет частичной блокировки жидкой водной фазы, предотвращают прямой контакт газ – вода, обеспечивая тем самым многофазный транспорт продукции скважин в режиме гидратообразования.

В настоящее время на действующих месторождениях Западной Сибири в качестве ингибитора гидратообразования используется практически только метанол. Метанол – широко распространенный антигидратный реагент, используемый как для предупреждения гидратообразования, так и для ликвидации, возникающих по каким-либо причинам, гидратных отложений (не сплошных гидратных пробок).

Метанол также постоянно рекомендуется как ингибитор гидратообразования и на вновь проектируемых месторождениях. Повсеместное использование метанола в качестве ингибитора гидратообразования на газодобывающих предприятиях России обусловлено следующими причинами:

- относительно низкой стоимостью (по сравнению с другими ингибиторами гидратообразования), широко развитой промышленной базой. Производство метанола может быть развернуто непосредственно в местах потребления – газовых промыслах;

- высокой технологичностью процесса ввода и распределения метанола в требуемые участки технологической цепочки; отпадает необходимость в блоке приготовления реагента, что, например, является характерной особенностью применения ингибиторов неэлектролитов;

- наивысшей среди известных ингибиторов антигидратной активностью, сохраняющейся даже при низких температурах;

- очень низкой температурой замерзания концентрированных растворов метанола и исключительно малой их вязкостью даже при температурах ниже минус 50 °С ;

- сравнительно малой растворимостью метанола в нестабильном конденсате, особенно при контакте нестабильного газового конденсата с отработанным (насыщенным) водным раствором метанола, концентрацией менее 50 %; масс.

- некоррозионностью метанола и его водных растворов;

- наличием достаточно простых технологических схем регенерации отработанных растворов;

- принципиальной проработанностью в настоящее время вопросов утилизации и захоронения промышленных стоков, содержащих метанол, в связи с постоянно возрастающими требованиями к охране окружающей среды;

- высокой эффективностью реагента не только для предупреждения гидратообразования, но и при ликвидации возникающих при нарушениях технологического режима несплошных гидратных пробок (отложений) в промышленных коммуникациях (скважинах, шлейфах, коллекторах, теплообменном оборудовании).

Вместо чистого метанола практически с той же антигидратной эффективностью можно использовать технический метанол, а также его водные растворы.

Однако использование ингибиторов на основе метанола имеет ряд серьезных недостатков, к которым, прежде всего, относятся:

- высокая токсичность (как при действии паров, так и при попадании на кожные покровы и внутрь организма), а также высокая пожароопасность;

- возможность выпадения солей при смешивании с сильно минерализованной пластовой водой и, как следствие, солеотложения в промышленных коммуникациях;

- эффект ускоренного роста кристаллогидратов в присутствии разбавленных водных растворов метанола с недостаточной концентрацией для предупреждения гидратов;

- высокая упругость паров метанола (нормальная температура кипения ~ 65°С), связанная с этим его очень высокая растворимость в сжатом природном газе и, соответственно, повышенный удельный расход метанола [16].

Действие ингибиторов основано на том, что при их добавлении происходит поглощение воды, и полученная жидкая смесь уже имеет значительно более низкую температуру застывания по сравнению с водой.

Количество метанола, подаваемого в газопровод можно рассчитать следующим образом:

$$G = G_1 \cdot \frac{b_1 - b_2}{\alpha_1 - \alpha_2} + 0,001a \cdot \alpha_2 + g_k, \quad (6.10)$$

где G – расход газа;

b_1, b_2 – влагосодержание газа до и после ввода ингибитора;

α_1, α_2 – концентрации исходного и израсходованного ингибитора;

a – отношение содержания метанола в газовой фазе к его содержанию в жидкой фазе;

g_k – содержание метанола в конденсате.

Вопросы для самоконтроля

1. Как классифицируется продукция газовой промышленности?
2. Какими методами осуществляется подготовка газов и газовых конденсатов?
3. В чем заключается механизм низкотемпературной сепарации (НТС)?
4. Достоинства и недостатки НТС?
5. В чем заключается механизм низкотемпературной конденсации (НТК)?
6. Достоинства и недостатки НТК?
7. Что такое дросселирование?
8. Каково назначение турбодетандеров?
9. Какие показатели качества подготовленного газа и газового конденсата должны соответствовать требованиям ГОСТ?
10. Почему на многих месторождениях используют трехступенчатую сепарацию?
11. Как рассчитывается влагосодержание газа?
12. К чему может приводить высокое влагосодержание газа?

7. ПРИМЕНЕНИЕ МОДЕЛИРУЮЩИХ СИСТЕМ В РАСЧЕТАХ ТЕХНОЛОГИИ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ И ГАЗА

Определение оптимальных технологических режимов, а также повышение эффективности процесса проектирования обустройства нефтяных и газовых месторождений – один из важнейших факторов научно-технического прогресса в нефте- и газодобывающей промышленности.

С начала 80-х годов начался новый этап развития информационных технологий, который характеризуется качественно новыми подходами к разработке систем моделирования, проектирования, прогнозирования и управления технологическими процессами.

В настоящее время многообразные экспертные, интеллектуальные, гибридные системы широко внедряются в практику во многих отраслях знаний, в том числе в нефтяной, газовой и газо- и нефтеперерабатывающей промышленности [67].

Разработаны и широко применяются различные моделирующие системы, такие как, HYSYS [68], HYSIM, PRO-2, PROSYM, GIBBS, «Газ-КондНефть» [2] и другие, которые являются универсальными и применяются, в основном, при проведении проектных расчетов. Моделирующие системы (МС) отличаются от традиционных методов математического моделирования комплексным подходом к проблеме, удобным пользовательским интерфейсом и использованием современных операционных сред, в рамках которых функционируют все блоки МС. Кроме того, большинство подобных систем включают экспертные оценки специалистов, накопленные базы данных, базы знаний.

Поскольку моделирующие системы содержат информацию в числовой форме и не дают каких-либо качественных характеристик проведения процесса, а экспертные системы, наоборот, не позволяют количественно оценить эффективность проведения процесса, что снижает точность проведения расчётов и прогнозов, возникла необходимость создания гибридных или компьютерных моделирующих систем. В основу таких систем положены математические модели, отражающие физико-химическую сущность процесса, сочетающиеся с искусственным интеллектом. В результате такого синтеза для пользователей, в число которых входит инженерно-технический персонал промышленных предприятий, появилась возможность общаться с компьютером на естественном языке и непосредственно принимать решения без специальных знаний в области математики, программирования и вычислительной техники.

Промысловая подготовка нефти и газа включает в себя процессы сепарации, каплеобразования и отстаивания, в которых не происходит

химического превращения веществ. Физико-химические основы этих процессов в настоящее время довольно детально изучены, что является базой для их моделирования.

На эффективность проведения процессов разделения нефти, газа и воды на промысле оказывают влияние различные технологические параметры. Правильный подбор условий разгазирования и обезвоживания определяет качество продуктов, поступающих для дальнейшей переработки на нефте- и газоперерабатывающие заводы. Определение оптимальных технологических параметров существенно облегчается с применением компьютерных моделирующих систем.

В процессе разработки месторождений наблюдается динамика балансов по основным продуктам промысловой подготовки нефтегазового сырья, которую необходимо постоянно прогнозировать, и на основании этого корректировать технологические режимы установок. Эти и многие другие проблемы позволяет решать использование компьютерных моделирующих систем.

Для изучения фазовых превращений газоконденсатных и нефтяных систем при высоких давлениях проводят специальные экспериментальные исследования. Однако они не могут обеспечить оперативного получения в требуемом объеме информации о составах и физических свойствах равновесных паровой и жидкой фаз пластовых смесей при различных термобарических условиях. Поэтому все более широко применяются расчетные методы исследования фазовых превращений. В ряде случаев они позволяют решать такие задачи, ответы на которые невозможно получить при использовании только экспериментальных методов. Однако замена экспериментов расчетами на ЭВМ возможна лишь при наличии адекватных математических моделей.

Разработка комплекса математических моделей всех процессов первичной подготовки нефти, таких как: сепарация, обезвоживание, обессоливание позволяет создать информационно-моделирующую систему, предназначенную для разработки систем автоматизированного проектирования (САПР), оперативной диагностики и оптимизации действующих производств.

В Томском политехническом университете разработаны моделирующие системы (МС) технологии промысловой подготовки нефти, газа и газового конденсата которые позволяют рассчитывать: процессы сепарации, каплеобразования и отстаивания, различные варианты технологических схем, выбирать технологические режимы работы промышленных установок [67].

Основными блоками МС технологии промысловой подготовки нефти являются модули расчета процессов сепарации, каплеобразования, обезвожи-

вания и обессоливания, исходные данные и результаты которых можно представить в следующем виде.

Сепарация:

Исходные данные:

температура
давление
состав входного потока
обводненность
расход сырья

Результаты расчета:

расход жидкой и газовой фаз
состав жидкой и газовой фаз
плотности потоков
газовый фактор
влажностное содержание
материальный баланс

Каплеобразование:

Исходные данные:

температура
состав входного потока
обводненность
расход сырья
диаметр трубопровода
концентрация реагента-

Результаты расчета:

диаметр капель
линейные скорости
длина массообменной и
коалесцирующей секции

деэмульгатора

Отстаивание и обессоливание:

Исходные данные:

состав входного потока
обводненность
расход сырья
температура
диаметр капель
содержание солей в пластовой

Результаты расчета:

обводненность нефти
физико-химические свойства эмульсии
время и скорость осаждения
содержание солей в нефти
содержание солей в воде
количество промывной воды
материальный баланс
состав выходного потока

воде

Математическое описание всех модулей МС разработано на основе физико-химических закономерностей, протекающих при подготовке нефти, газа и газового конденсата. Это обеспечивает высокую точность расчетов и их прогнозирующую способность. Математические описания основных процессов промысловой подготовки нефти были приведены в разделах 2, 3, 4.

На рис. 7.1, 7.2, 7.3 приведена последовательность расчета с использованием моделирующей системы промысловой подготовки нефти.

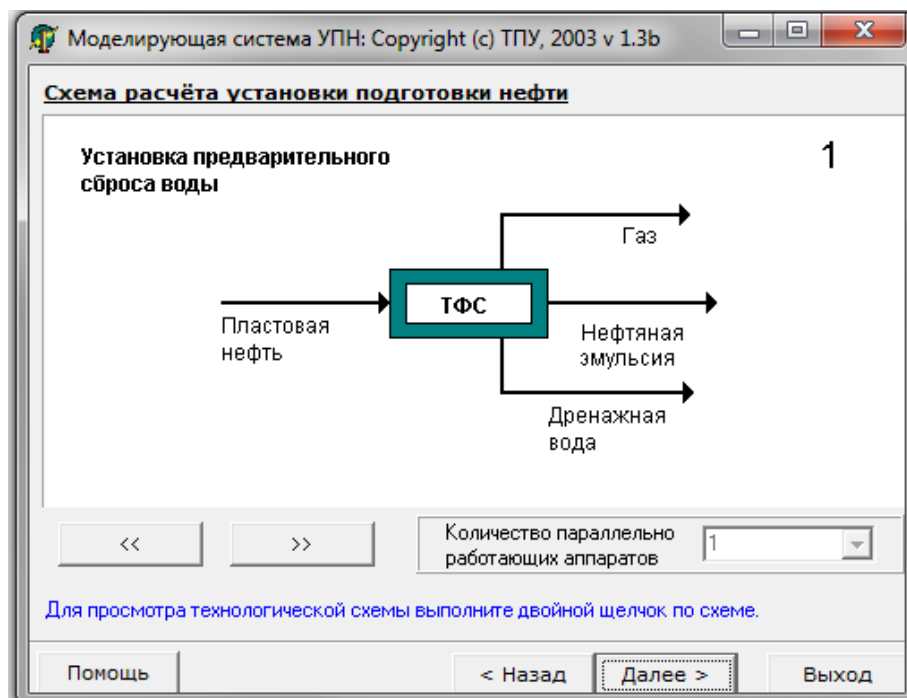


Рис. 7.1. Диалоговые окна программы УПН: выбор технологической схемы

Моделирующая система УПН: Copyright (c) ТПУ, 2003 v 1.3b

Состав исходной смеси, % моль:		Обводненность, масс. доли:	
CO2	0,0059	H2O	0,2762
N2	0,0093		
CH4	0,4007		
C2H6	0,0279		
C3H8	0,0497		
iC4H10	0,0174		
C4H10	0,0372		
iC5H12	0,019		
C5H12	0,0251		
Остаток	0,4078		

Расход сырой эмульсии, кг /год:
388800000

Молекулярная масса:
Остаток 191,9

Плотность жидкости, кг,м3:
Остаток 832,4

Для восстановления данных по умолчанию нажмите кнопку "Восстановить".

Помощь < Назад Далее > Выход

Моделирующая система УПН: Copyright (c) ТПУ, 2003 v 1.3b

Технологические параметры в аппаратах:

Температура, град: Давление, Па:

ТФС 10 300000

Диаметр трубопровода, М : 0,265

Количество раствора реагента эмульсии, % масс. : 0,002

	Объем, М3:	Радиус, М:	Высота водяной подушки, М:
ТФС	120	1,5	0,3

Для восстановления данных по умолчанию нажмите кнопку "Восстановить".

Помощь < Назад Далее > Выход

Рис. 7.2. Исходные данные для расчета УПН

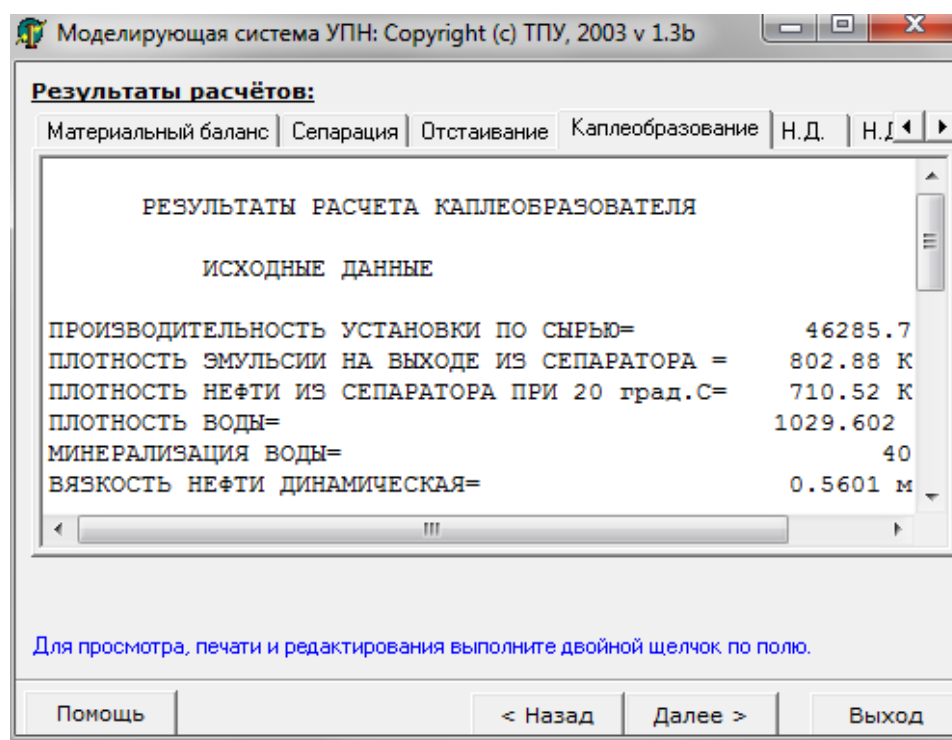
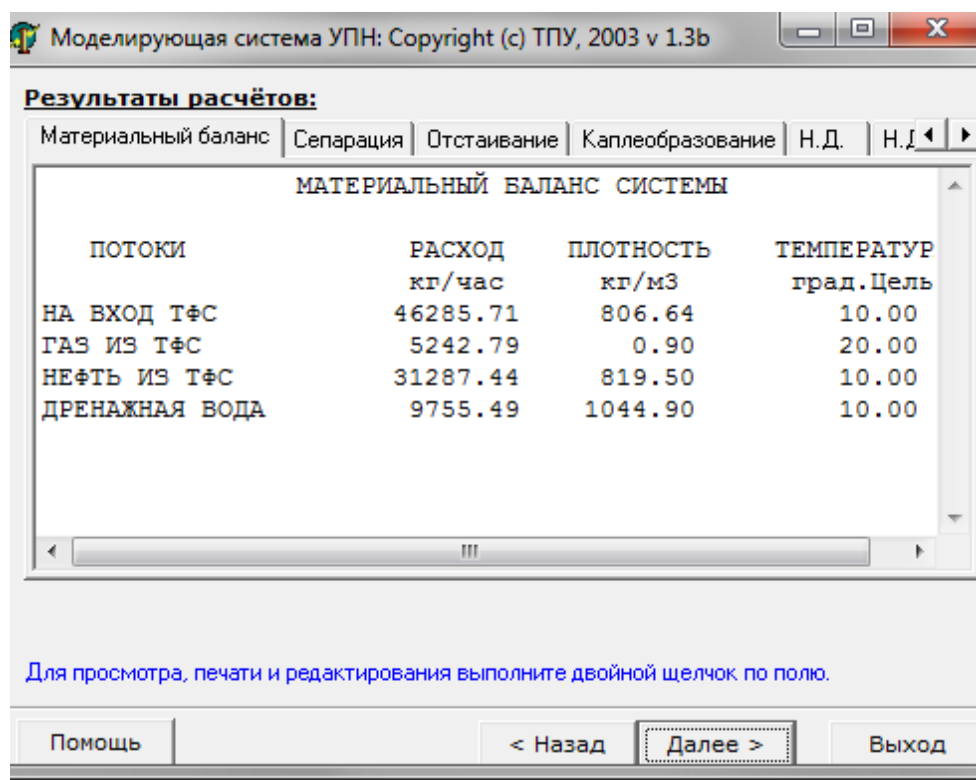


Рис. 7.3. Результаты расчета УПН

Данная моделирующая система является «открытой», т.е. может дополняться новыми модулями процессов и аппаратов и предполагает формирование различных вариантов технологических схем на базе имеющихся моделей.

ГЛОССАРИЙ

Абсорбция – (absorptio от absorbere – поглощать) – это явление поглощения сорбата всем объемом сорбента.

Агрегативная устойчивость – способность глобул дисперсной фазы при их столкновении друг с другом сохранять их первоначальный размер.

Адсорбционное вытеснение – это процесс вытеснения более поверхностно-активным веществом молекулярных и коллоидных эмульгаторов, адсорбировавшихся на границе нефть - вода.

Адсорбция (sorbeo – поглощаю) – это, в широком смысле, процесс изменения концентрации у поверхности раздела двух фаз, а в более узком и употребительном – это повышение концентрации одного вещества (газ, жидкость) у поверхности другого вещества (жидкость, твердое тело).

Ван-дер-Ваальсовы силы – силы межмолекулярного взаимодействия с энергией 0,8 – 8,16 кДж/моль

Влагосодержание или абсолютная влажность воздуха (absolutus – полный) – физическая величина, показывающая массу водяных паров, содержащихся в 1 м³ воздуха. Другими словами, это плотность водяного пара в воздухе. Обычно обозначается буквой *f*.

Волнорезы – это вертикальные перегородки, установленные в горизонтальных аппаратах перпендикулярно потоку, для увеличения разрыва между газом и жидкостью.

Вязкость (внутреннее трение) – одно из явлений переноса, свойство текучих тел (жидкостей и газов) оказывать сопротивление перемещению одной их части относительно другой. Механизм внутреннего трения в жидкостях и газах заключается в том, что хаотически движущиеся молекулы переносят импульс из одного слоя в другой, что приводит к выравниванию скоростей – это описывается введением силы трения.

Газовый конденсат – смесь жидких углеводородов (C₅H₁₂ + высшие), выделяющаяся из природных газов при эксплуатации газоконденсатных залежей в результате снижения пластовых давлений (ниже давления начала конденсации) и температуры.

Газовый сепаратор – аппарат для очистки продукции газовых и газоконденсатных скважин, а также защиты запорно-регулирующей арматуры и газоперекачивающего оборудования от капельной влаги, углеводородного конденсата и механических примесей. Входит в состав установок комплексной подготовки газа (УКПГ); устанавливается на компрессорных станциях, сборных и газораспределительных пунктах, газоперерабатывающих заводах.

Газовый фактор – это количество газовой фазы в м³ или кг, отнесенное к 1 т нефти или 1 м³ при стандартных условиях.

Гетерогенная система – система, состоящая из нескольких фаз.

Гетерогенное или фазовое равновесие – это равновесие в системе, состоящей из нескольких фаз.

Гидраты углеводородных газов – соединения-включения (клатраты), в которых молекулы углеводородных газов (или легколетучих жидкостей) размером не более $6,9 \text{ \AA}$ ($0,69 \text{ нм}$) заполняют структурные пустоты кристаллической решётки, образованной молекулами воды; известные термодинамические условия образования гидратов – температура от 50 до 350 К при давлениях от 2 Па до $1,7 \text{ ГПа}$.

Гравитационное осаждение – это вертикального осаждение частиц под действием силы тяжести при прохождении через аппарат.

Дебит скважины – объём продукции, добываемой из скважины за единицу времени (секунду, сутки, час и др.). Может характеризовать добычу нефти, газа, газоконденсата, воды.

Детандер – устройство, преобразующее потенциальную энергию газа в механическую энергию. При этом газ, совершая работу, охлаждается. Используется в цикле получения жидких газов, таких как воздух и гелий. Наиболее распространены поршневые детандеры и турбодетандеры.

Дезэмульгатор – вещество, способствующее разрушению эмульсий, образовавшихся из нефти и воды. При введении в эмульсию дезэмульгаторы адсорбируются на поверхностном слое частиц дисперсной фазы (т. н. глобул), образуя вокруг глобул новый слой, насыщенный дезэмульгатором, который обладает меньшей механической прочностью. Благодаря этому при столкновении глобул облегчается их слияние и разрушение эмульсии.

Дезэмульсация – дисперсная система с жидкой дисперсионной средой и жидкой дисперсной фазой. Эмульсии состоят из несмешиваемых жидкостей.

Дисперсная система – система, в которой одно вещество (дисперсная фаза) распределено в среде другого (дисперсная среда) так, что между частицами дисперсной фазы и дисперсионной средой есть граница раздела фаз. Характерным признаком дисперсной среды является ее непрерывность.

Диффузия – (*diffusio* – распространение, растекание, рассеивание) – процесс перемешивания (взаимного проникновения) двух веществ, приводящий к самопроизвольному выравниванию их концентраций по всему занимаемому объёму. В некоторых ситуациях одно из веществ уже имеет выровненную концентрацию, и говорят о диффузии одного вещества в другом. При этом перенос вещества происходит из области с высокой концентрацией в область с низкой концентрацией. Примером диффузии может служить перемешивание газов (например, распространение запахов) или жидкостей (если в воду капнуть чернил, то жидкость через некоторое время станет равномерно окрашенной).

Дросселирование – понижение давления газа или пара при протекании через сужение проходного канала трубопровода – дроссель, либо через пористую перегородку.

Дроссель – это ограничитель, регулятор.

Изобарный процесс – термодинамический процесс, происходящий в системе при постоянном давлении и массе идеального газа.

Инверсия – смачивание поверхности твердых частиц, составляющих защитные слои, в результате чего частица будет целиком смачиваться какой-либо фазой (нефтью или водой) и полностью втягиваться в нее.

Ингибитор – вещество, присутствие которого в небольших количествах в среде приводит к предотвращению или замедлению некоторых нежелательных процессов (напр. образования гидратов или парафиноотложений), а также снижает скорость химических реакций или подавляет их.

Капельная жидкость – вода, нефть, керосин и другие малосжимаемые жидкости, обладающие определенным объемом, величина которого практически не изменяется под воздействием внешних сил. Капельные жидкости не всегда заполняют предоставленный им объем, обычно они образуют ограниченную поверхность. Плотность у капельных жидкостей постоянна.

Каплеотбойники – дополнительные устройства, которые устанавливают для удаления мелких капелек жидкостного тумана из газа и сокращения уноса жидкости в отходящий газ. На сегодняшний день наибольшее применение получили сетчатые и лопастные типы.

Кинетическая (седиментационная) устойчивость – способность системы противостоять оседанию (всплыванию) под действием Архимедовых сил.

Коагуляция – (coagulatio – свертывание, сгущение), также старение – объединение мелких частиц дисперсных систем в более крупные под влиянием сил сцепления с образованием коагуляционных структур.

Коалесценция – процесс слияния глобул при столкновении друг с другом.

Коалесцирующие устройства – это специальные устройства, которые помещают в сепаратор для увеличения диаметра частиц дисперсной фазы, в результате чего увеличивается скорость их осаждения.

Конвективный перенос – (convectio – принесение, доставка) – процесс переноса какой-либо физической величины (массы, импульса, энергии и т. д.) в газообразной, жидкой или сыпучей среде вследствие перемещения макроскопических частей вещества среды.

Конденсация паров – (condense – уплотняю, сгущаю) – переход вещества в жидкое или твердое состояние из газообразного.

Константа фазового равновесия – отношение молярных концентраций компонента в паровой y_i и жидкой x_i равновесных фазах (в случае парожидкостной смеси).

Концентрация – величина, характеризующая количественный состав смеси.

Коэффициента эффективности сепарации – это отношение расхода жидкой фазы, осевшей в сепараторе к расходу жидкой фазы, содержащейся на входе в сепаратор.

Критическая температура фазового перехода – значение температуры в критической точке. При температуре выше критической температуры газ невозможно сконденсировать ни при каком давлении.

Критическое давление – давление вещества (или смеси веществ) в его критическом состоянии. При давлении ниже критического давления система может распадаться на две равновесные фазы – жидкость и пар. При критическом давлении теряется физическое различие между жидкостью и паром, вещество переходит в однофазное состояние. Поэтому критическое давление можно определить ещё как предельное (наивысшее) давление насыщенного пара в условиях сосуществования жидкой фазы и пара.

Массопередача – представляет собой сложный процесс, включающий перенос вещества через поверхность раздела фаз и его перенос в пределах обеих фаз.

Молекулярная масса – масса молекулы, выраженная в атомных единицах массы.

Мольная (молярная) доля – концентрация, выраженная отношением числа молей вещества к общему числу молей всех веществ, имеющих в растворе.

Насыщенный пар – пар, находящийся в термодинамическом равновесии с жидкостью или твёрдым телом того же состава.

Неустойчивая эмульсия – двухфазная дисперсная система, состоящая из двух взаимно нерастворимых жидкостей так, что одна из них распределена в виде капелек, на поверхности которых отсутствуют прочие стабилизирующие оболочки.

Низкотемпературная конденсация (НТК) – это процесс изобарного охлаждения газа (при постоянном давлении) до температур, при которых при данном давлении появляется жидкая фаза.

Низкотемпературная сепарация (НТС) – процесс конденсации влаги и углеводородов путем охлаждения, поступающего на установку газа и последующем отделении образовавшейся жидкой фазы.

Номограмма – графическое представление функции от нескольких переменных, позволяющее с помощью простых геометрических операций (например, прикладывания линейки) исследовать функциональные зависимости без вычислений.

Отстаивание водонефтяной эмульсии – технологическая операция, используемая для разделения фаз, т.е. осаждения воды в водонефтяной эмульсии.

Отстойники – аппараты емкостного типа, обычно цилиндрической формы с различными встроенными элементами (распределители входных потоков, переливные перегородки, насадки и уловители на выходных потоках).

Пеногаситель – материал, который может быть помещен на пути выхода газовой фазы. Он ограничивает поток и создает дополнительную площадь поверхности, что способствует распаду пены.

Поверхностная активность – способность вещества снижать поверхностное натяжение на границе раздела фаз – это производная поверхностного натяжения по концентрации ПАВ при стремлении C к нулю.

Поверхностно-активные вещества – химические соединения, которые, концентрируясь на поверхности раздела фаз, вызывают снижение поверхностного натяжения.

Поверхностное натяжение – термодинамическая характеристика поверхности раздела двух находящихся в равновесии фаз, определяемая работой обратимого изотермокинетического образования единицы площади этой поверхности раздела при условии, что температура, объем системы и химические потенциалы всех компонентов в обеих фазах остаются постоянными.

Природный газ – смесь газов, образовавшаяся в недрах земли при анаэробном разложении органических веществ. Природный газ относится к полезным ископаемым, в пластовых условиях (условиях залегания в земных недрах) находится в газообразном состоянии – в виде отдельных скоплений (газовые залежи) или в виде газовой шапки нефтегазовых месторождений, либо в растворённом состоянии в нефти или воде. При стандартных условиях (101,325 кПа и 15 °C) природный газ находится только в газообразном состоянии. Так же может находиться в кристаллическом состоянии в виде естественных газогидратов.

Промысловая подготовка нефти – это процессы отделение от нефти основной части примесей, доведение ее качества до соответствия ГОСТ на нефть.

Равновесие – это состояние системы, при котором все действующие на нее силы полностью уравновешены между собой, то есть гасят друг друга.

Сепаратор – (diffusio – распространение, растекание, рассеивание) – процесс перемешивания (взаимного проникновения) двух веществ, приводящий к самопроизвольному выравниванию их концентраций по всему занимаемому объёму. В некоторых ситуациях одно из веществ уже имеет выровненную концентрацию, и говорят о диффузии одного вещества в другом. При этом перенос вещества происходит из области с высокой концентрацией в область с низкой концентрацией. Примером диффузии может служить переме-

шивание газов (например, распространение запахов) или жидкостей (если в воду капнуть чернил, то жидкость через некоторое время станет равномерно окрашенной).

Сепарация – (separatio – отделение) – процессы разделения смешанных объёмов разнородных частиц смесей жидкостей разной плотности, эмульсий, твёрдых материалов, взвесей твёрдых частиц или капелек в газе.

Сжиженный природный газ – (СПГ, англ. LNG – liquefied natural gas) – природный газ, искусственно сжиженный, путем охлаждения до – 160 °С, для облегчения хранения и транспортировки.

Стабилизация нефти – удаление из нефти, выходящей из нефтяных скважин, остаточного количества углеводородных газов и лёгких жидких фракций после первичной дегазации.

Термодинамическое равновесие – состояние системы, при котором остаются неизменными по времени макроскопические величины этой системы (температура, давление, объем).

Температура точки росы – при данном давлении – это температура, до которой должен охладиться воздух, чтобы содержащийся в нём водяной пар достиг состояния насыщения и начал конденсироваться в росу.

Турбулентность – (turbulentus – бурный, беспорядочный), турбулентное течение – явление, заключающееся в том, что при увеличении скорости течения жидкости или газа в среде самопроизвольно образуются многочисленные нелинейные фрактальные волны и обычные, линейные различных размеров, без наличия внешних, случайных, возмущающих среду сил и/или при их присутствии.

Унификация – это приведение различных видов продукции и средств её производства к рациональному минимуму типоразмеров, марок, форм, свойств и т.п.

Устойчивость – способность системы сохранять текущее состояние при наличии внешних воздействий.

Фаза – это совокупность однородных частей системы, одинаковых по составу, химическим и физическим свойствам и отграниченных от других частей поверхностью.

Флокуляция – слипание глобул с образованием агрегата.

Фракционный состав – это совокупность частей – фракций, отличающихся друг от друга пределами выкипания.

Центрифугирование – разделение неоднородных систем (напр., жидкость – твердые частицы) на фракции по плотности при помощи центробежных сил. Центрифугирование осуществляется в аппаратах, называемых центрифугами. Центрифугирование применяется для отделения осадка от раствора, для отделения загрязненных жидкостей, производится также центрифугирование эмульсий.

Число или критерий Рейнольдса – это критерий подобия течения вязкой жидкости.

Электродегидратор – аппарат для отделения воды от сырой нефти путём разрушения нефтяной эмульсий обратного типа (вода в нефти) в электрическом поле. В результате индукции электрического поля диспергированные глобулы воды поляризуются с образованием в вершинах электрических зарядов, изменяют направление своего движения синхронно основному полю и всё время находятся в состоянии колебания. Форма глобул постоянно меняется, что приводит к смятию структурно-механического барьера, разрушению адсорбционных оболочек и коалесценции глобул воды.

Эмульгаторы – вещества, обеспечивающие создание эмульсий из несмешивающихся жидкостей.

Эмульсия – дисперсная система с жидкой дисперсионной средой и жидкой дисперсной фазой. Эмульсии состоят из несмешиваемых жидкостей.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Земенков Ю., Маркова Л. Сбор и подготовка нефти и газа. – М.: Академия, 2009. – 160 с.
2. Калашников О.В. Украина: Научно-техническая фирма Термогаз // thermogas.kiev.ua
3. Кравцов А.В., Гавриков А.А., Ушева Н.В., Барамыгина Н.А. Комплексный подход к разработке моделирующих систем технологии первичной подготовки нефти и газа // Международная конференция «Информационные системы и технологии». – Томск, 2010. – С.226-230.
4. Рудаков Г. Я., Магомадов А. С. Вязкость газовых конденсатов и их фракций. – \Науч.-техн. обзор, сер. «Переработка газа и газового конденсата»\ – М.:Недра, 1975. – 64 с.
5. Твердохлебов В. И. К вопросу о расчете показаний изоэнтропы природных газов. – «Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений», 1972, № И, с. 24 – 32 с.
6. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии. – Пер. с англ. – Часть 2 – М. Мир, 1989. – 304 с.
7. Ткаченко М. Ф., Бурных В. С., Степанова Г. С. О влиянии неравномерности фазовых переходов и уноса конденсата в установках НТС на кондиционность природных газов. – «Нефтяная и газовая промышленность», 1970, № 5, с. 48 – 51.
8. Баталин О.Ю., Брусиловский А.И., Захаров М.Ю. Фазовые равновесия в системах природных углеводородов. М.: Недра, 1992. – 272с.

9. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: Справочное пособие / Пер. с англ. под ред. Б.И. Соколова. – 3-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 592с.
10. Шилов В.И., Крикунов В.В. Прогнозирование фазового состояния природных нефтяных систем // Нефтяное хозяйство. – 2002. – № 8. – с. 100-103
11. Шилов В.И., Клочков А.А., Ярышев Г.М. Расчет констант фазового равновесия природных нефтегазовых смесей // Нефтяное хозяйство. – 1987. – № 1. – с. 37-39
12. Тронов В. П. Сепарация газа и сокращение потерь нефти. – Казань, ФЭН, 2002. – 407 с.
13. Тронов В.П. Промысловая подготовка нефти. – М.: Наука, 1977. – 271 с.
14. Гуревич Г.Р. Сепарация природного газа на газоконденсатных месторождениях / Г. Р. Гуревич, Е. Д. Карлинский. – М.: Недра, 1982. – 197 с.
15. Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтепромысловом оборудовании. – М.: Недра, 1990. – 272 с.
16. Мильштейн Л.М. Нефтегазопромысловая сепарационная техника. – М.: Недра, 1991. – 241 с.
17. Ширковский А.И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений. – М.: Недра, 1987 – 104 с.
18. Разработка высокоэффективных внутренних элементов для сепарационного и массообменного оборудования: группа компании «Русгазинжиниринг» // www.rusgazen.ru
19. Степанова Г.С., Зайцев И.Ю., Бурмистров А.Г. Разработка сероводородсодержащих месторождений углеводородов. – М.: Недра, 1986. – 163 с.
20. Степанова Г.С. Фазовые превращения в месторождениях нефти и газа. – М.: Недра, 1983. – 192 с.
21. Ширковский А. И.: Сепарация газа // http://dic.academic.ru/dic.nsf/enc_geolog/4617
22. Самарский А.А., Гулин А.В. Численные методы. – М.: Наука, 1989. – 432 с.
23. Ланчаков Г.А., Кульков А.Н., Зиберт К.Г. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчета оборудования. – М.: Недра-Бизнесцентр, 2000. – 279 с.
24. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств: Учеб. Пособие для Вузов. – М.: ВШ, 1991. – 400 с.
25. Синайский Э.Г., Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтепромысловом оборудовании. – М.: Недра, 1990. – 272 с.

- 26.Борисов Г.С., Браков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. М.: Химия, 1991.–496с.
- 27.Тронов В.П., Грайфер В.И., Саттаров У.Г. Деэмульсация нефти в трубопроводах. – Казань, 1970. – 152 с.
- 28.Эксплуатация нефтяных и газовых скважин: // <http://www.judywhiterealestate.com/>
- 29.Позднышев Г.Н. Стабилизация и разрушение эмульсий. – М.: Недра, 1982. – 220 с.
- 30.Пергушев Л.И., Деникаев Р.Т. Расчет скорости транспортирования высокообводной эмульсии по трубопроводу без ее расслоения // Нефтепромысловое дело. – 2001. – №12. – с. 25–28.
- 31.Логинов В.И. Обезвоживание и обессоливание нефтей. – М.: Химия, 1979. – 216 с.
- 32.Медведев В.Ф. Сбор и подготовка неустойчивых эмульсий на промыслах. – М.: Недра, 1987. – 144 с.
- 33.Дунюшкин И. И. Сбор и подготовка скважинной продукции нефтяных месторождений: учебное пособие / И. И. Дунюшкин. – М.: Нефть и газ, 2006. – 320 с.
- 34.Тронов В.П., Сахабутдинов Р.З., Закиев Ф.А., Махмудов Р.Х. Эффективные технологии подготовки газа на промыслах ОАО "Татнефть" // <http://www.twirpx.com/file/904343/>
- 35.Семихина Л.П., Паничева Л.П.,Семихин Д.В. Способ повышения эффективности деэмульгаторов водонефтяных эмульсий. Патент РФ № 2316578. 2008.
- 36.Ковалева Л.А., Зиннатуллин Р.Р., Миннигалимов Р.З. Технология обезвоживания нефтей с использованием энергии электромагнитного поля // Нефтепромысловое дело. – 2009. – № 5. – с. 54–58.
- 37.Ковалева Л.А., Миннигалимов Р.З., Зиннатуллин Р.Р. Определение времени расслоения водонефтяной эмульсии в электромагнитном поле // Технологии нефти и газа. – 2010. – № 2. – с. 20-22.
- 38.Левченко Д.Н., Бергштейн Н.В. и др. Эмульсии нефти с водой и методы их разрушения. – М.: Химия, 1967. – 200с.
- 39.Семихина Л.П., Семихин Д.В., Перекупка А.Г. Подбор деэмульгаторов с учетом температурного режима подготовки нефти. //Нефтяное хозяйство. – 2003. – №9. – с. 25–27.
- 40.Медведев В.Ф. Сбор и подготовка нефти и воды: Справочник рабочего. – М.: Недра, 1986. – 221с.
- 41.Зорина С.Р. (Ситдикова С.Р.), Мастобаев Б.Н., Мовсумзаде Э.М., Дмитриева Т.В. / Поверхностно-активные вещества при подготовке и транспорте нефти // Химическая технология. – 2002. – № 4. – С.14–19.

42. Мовсумзаде Э.М., Мастобаев Б.Н., Зорина С.Р. (Ситдикова С.Р.), Дмитриева Т.В. / Некоторые химические препараты для подготовки нефти к переработке и транспорту // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2000. – № 12. – С.38–43.
43. Sleicher Gr.C.A. – AIChE, – 1962, v. 8, p. 1042.
44. Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика – Изд.-ие 2М.: Изд-во Физматиздат, 1959. – 700 с.
45. Гусейнов Ч.С., Асатурян А.Ш. Определение модального размера капель в двухфазном потоке // Прикладная химия, – 1977. – №4. – с. 848 – 853.
46. Васильева Л.Н. Переход эмульсионного течения в расслоенное в системах сбора нефти на промыслах // Нефтепромысловое дело и транспорт нефти. – 1985. – №8. – с. 16 – 19.
47. Логинов В.И., Лапина Е.Я., Дунюшкин И.И. Расчет процесса обезвоживания нефти // Нефтяное хозяйство. 1991, №7. – с. 66-68
48. Пергушев Л.И., Деникаев Р.Т. Расчет скорости транспортирования высокообводной эмульсии по трубопроводу без ее расслоения // Нефтепромысловое дело. – 2001. – №12.- с. 25-28.
49. Taylor, S. E. Resolving Crude Oil Emulsions. Chem. Ind. 1992, 20, 770-773.
50. Берман А.В. и др. Опыт эксплуатации унифицированных отстойников с гидростатическим распределением жидкости, разработанных НПП «КОНТЕКС» // Нефтепромысловое дело. – 2004, №7. – с. 46-50.
51. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии / Под ред. Айнштейна В.Г. – М.: Логос; Высшая школа, 2003. Кн. 1. 912 с.
52. Czarnecki, J.: “On the Stabilization of Water in Crude Oil Emulsions,” paper presented at the 9th Annual International Conference on Petroleum Phase Behavior and Fouling, Victoria, B.C., Canada, June 15-19, 2008.
53. Yarranton, H. W.; Hussein, H.; Masliyah, J. H. Water-in-Hydrocarbon Emulsions Stabilized by Asphaltenes at Low Concentrations. J. Colloid Interface Sci. 2000, 228(1), 52-63.
54. Urdahl, O.; Williams, T. J.; Bailey, A. G.; Thew, M. T. Electrostatic Destabilization of Water-in-Oil Emulsions Under Conditions of Turbulent Flow. Trans. Inst. Chem. Eng. 1996, 74, 158-165.
55. Байков Н.М., Колесников Б.В., Челпанов П.И. Сбор, транспорт и подготовка нефти. М.: Недра. 1975. – 317 с.
56. Лутошкин Г.С., Дунюшкин М.И. Сборник задач по сбору и подготовке нефти, газа и воды на промыслах. Учеб. пособие. – 3-е изд. – М.: Альянс, 2007. – 135 с.

- 57.База нормативной документации: всесоюзный научно-исследовательский проектно-конструкторский институт нефтяного машиностроения ВНИИНЕФТЕМАШ // http://www.complexdoc.ru/ntdpdf/481643/metody_zashchity_ot_korrozi_i_i_vybor_materialov_dlya_osnovnykh_elementov_i.pdf
- 58.Энергострой-Урал: установка подготовки нефти // <http://clearenergy.ru/neftegazovoe-oborudovanie/ustanovki-podgotovki-nefti/108-ustanovki-po-podgotovke-nefti-upn-250-500-1000-3000.html>
- 59.Гриценко А. И., Александров И. А., Галанин И. А. Физические методы переработки и использование газа, М., 1981. – 224 с.
- 60.Тарасов М.Ю. Основные технологические решения, используемые при проектировании объектов подготовки нефти на месторождениях Западной Сибири. // Нефтяное хозяйство. – 2002. №7. – с.26–30.
- 61.Эксплуатация нефтяных и газовых скважин: обессоливание и обезвоживание нефти // www.judywhiterealestate.com/podgotovka/oils257.htm
- 62.Установки подготовки газа: энергострой-Урал // <http://clearenergy.ru/neftegazovoe-oborudovanie/ustanovki-podgotovki-nefti/109-ustanovki-podgotovki-gaza.html>
63. Бекиров Т.М, Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата. М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 1999 – 596 с.
- 64.Лобастова Г.С. Прогнозирование влагосодержания газа в системах газодобычи: автореф. дис. канд. тех. наук. – Уфа, 2003. – 24 с.
- 65.Барамыгина Н. А., Моделирование процессов промышленной подготовки газов и конденсатов: диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук. – Томск, 2006. – 186 л.
- 66.Шагапов В.Ш., Уразов Р.Р. Характеристики газопровода при наличии гидратоотложений // Теплофизика высоких температур. – 2004. Т. 42, № 3. – с. 461–468.
- 67.Кравцов А.В., Гавриков А.А., Ушева Н.В., Барамыгина Н.А. Комплексный подход к разработке моделирующих систем технологии первичной подготовки нефти и газа // Международная конференция «Информационные системы и технологии». – Томск, 2010. – с.226-230.
68. Aspentech: chemicals // <http://www.aspentech.com/>

Учебное издание

УШЕВА Наталья Викторовна
БЕШАГИНА Евгения Владимировна
МОЙЗЕС Ольга Ефимовна
КУЗЬМЕНКО Елена Анатольевна
ГАВРИКОВ Алексей Алексеевич

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ И МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПРОМЫСЛОВОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ И ГАЗА

Учебное пособие

Издано в авторской редакции

Научный редактор *доктор технических наук,
доцент Е.Н. Ивашкина*

Компьютерная верстка *И.О. Фамилия*
Дизайн обложки *И.О. Фамилия*

Подписано к печати 05.10.2013. Формат 60х84/16. Бумага «Снегурочка».
Печать XEROX. Усл. печ. л. 10,87. Уч.-изд. л. 9,84.
Заказ . Тираж 100 экз.



Национальный исследовательский Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Издательства Томского политехнического университета сертифицирована
NATIONAL QUALITY ASSURANCE по стандарту BS EN ISO 9001:2008



ИЗДАТЕЛЬСТВО 

ТПУ. 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30
Тел./факс: 8(3822)56-35-35, www.tpu.ru